

# **DOKTORI (PhD) ÉRTEKEZÉS**

Radó-Fóty Nikolett

Veszprém

2025.



Pannon Egyetem  
Vegyészmérnöki és Folyamatmérnöki Intézet

## **Gáztisztító folyamat optimalizálása**

### **DOKTORI (PhD) ÉRTEKEZÉS**

Radó-Fóty Nikolett

DOI:10.18136/PE.2025.936

Témavezetők

Dr. Egedy Attila, egyetemi docens

Dr. Nagy Lajos, egyetemi docens

Vegyészmérnöki- és Anyagtudományok Doktori Iskola  
2025.

## Gáztisztító folyamat optimalizálása

Az értekezés doktori (PhD) fokozat elnyerése érdekében készült a Pannon Egyetem  
Vegyésszmérnöki- és Anyagtudományok Doktori Iskolája keretében

bio-, környezet- és vegyésszmérnöki tudományok tudományágban

Írta: Radó-Fóty Nikolett

Témavezetői: Dr. Egedy Attila, Dr. Nagy Lajos

Elfogadásra javaslom (igen / nem)

.....  
(témavezető/k)

Az értekezést bírálóként elfogadásra javaslom:

Bíráló neve: ..... igen /nem

.....  
(bíráló)

Bíráló neve: ..... igen /nem

.....  
(bíráló)

A jelölt az értekezés nyilvános vitáján .....%-ot ért el.

Veszprém, [DÁTUM]

.....  
(a Bíráló Bizottság elnöke)

A doktori (PhD) oklevél minősítése.....

Veszprém,

.....  
(az EDHT elnöke)

## Kivonat

Napjainkban a növekvő energiaköltségek, a fokozódó piaci verseny, a megfelelő szakképzettséggel rendelkező munkaerő hiánya, valamint az egyre szigorúbb környezetvédelmi szabályozások miatt az ipari vállalatok üzemeltetése egyre nagyobb kihívást jelent. Ezek a nehézségek fokozottan jelentkeznek a nagy energiaigényű, környezetterhelő technológiáknál, mint például a kokszyártásnál, a vas- és acélgyártásnál, a kőolaj-finomításnál vagy a papírgyártásnál.

Ezen problémák megoldását gyakran nem a technológia folyamatának, berendezéseinek a korszerűsítése, hanem a technológiai folyamatok optimalizálása, megfelelő irányítása, valamint a hozzáértő üzemeltető személyzet képzése jelenti. Ebből adódóan kutató munkám során olyan folyamatszimulációs módszereken alapuló eszközöket dolgozok ki, melyek segítségével egy valós kokszolóüzem kamragáz-tisztító technológiája megbízhatóan, optimálisan működtethető változó üzemeltetési körülmények mellett is.

Dolgozatomban bemutatom, hogy a vizsgált technológiában lejátszódó abszorpciós folyamatok leírására a sebességalapú modell alkalmazása a legalkalmasabb, mely figyelembe veszi a lejátszódó reakciók kinetikáját is. A stacioner szimulátorral végzett érzékenységvizsgálatok eredményeként meghatározom a tisztáshatékonyságát legjobban befolyásoló paramétereket, melyek ismeretében egy energetikailag optimalizált, valamint egy környezetvédelmi szempontból optimalizált munkapontot határozok meg.

A folyamat dinamikus szimulátorának segítségével a H<sub>2</sub>S mosókolonna irányítási lehetőségeit hasonlítom össze. Továbbá kifejlesztettem egy emulált, illetve egy stimulált operátor tréning szimulátort (OTS), melyek lehetővé teszik a kezelőszemélyzet képzését a valós technológia zavarása nélkül.

Végül, üzemi adatokra épülő életciklus elemzéssel (LCA) mutatom be a vizsgált üzembrész jelentőségét és a stacioner szimulátorral végzett optimalizált munkapontok környezeti hatását. Az alkalmazott módszer segíti az üzemhez kapcsolódó környezeti tényezők jobb megértését és azonosítását, valamint a technológiai döntéshozatalt miközben feltárja a fejlesztési lehetőségeket.

**Kulcsszavak:** gáztisztítás, szimuláció, OTS, LCA

## **Abstract**

Nowadays, the rising energy costs, intensifying market competition, the shortage of a properly skilled workforce, and increasingly stringent environmental regulations make the operation of industrial enterprises more and more challenging. These difficulties are particularly pronounced in energy-intensive and environmentally polluting technologies, such as coke production, iron and steel manufacturing, oil refining, and paper production.

The solution to these problems is often not the modernization of the processes or equipment but in optimising and properly managing the process and training competent operating staff. Therefore, my research work involves the development of tools based on process simulation methods that enable the reliable and optimal operation of a real coke oven gas purification technology, even under variable operating conditions.

In my thesis, I present that the most appropriate way to describe the absorption processes occurring in the examined technology is by using a rate-based model, as it accounts for the kinetics of the reactions. As a result of the sensitivity analysis performed with the steady-state simulator, I identify the parameters that have the greatest influence on purification efficiency. These parameters are then used to define an energetically optimised and an environmentally optimised operating point.

Using the process dynamic simulator, I compare the control options for the H<sub>2</sub>S scrubbing column. Additionally, I have also developed both an emulated and a stimulated operator training simulator (OTS), which allow training of operators without disturbing the real technology.

Finally, a life cycle analysis (LCA) based on operational data is used to demonstrate the importance of the plant section under study and the environmental impact of optimised working points using a steady-state simulator. The methodology applied supports a better understanding and identification of environmental factors related to the plant and technology-related decision-making while identifying improvement opportunities.

**Keywords:** gas purification, simulation, OTS, LCA

## Auszug

Die steigenden Energiekosten, der zunehmende Wettbewerb auf dem Markt, der Mangel an qualifizierten Arbeitskräften und die immer strengeren Umweltvorschriften machen den Betrieb von Industrieunternehmen heutzutage immer schwieriger. Besonders ausgeprägt sind diese Schwierigkeiten bei energieintensiven und umweltbelastenden Technologien wie der Kokserzeugung, der Eisen- und Stahlherstellung, der Öltraffination und der Papierherstellung.

Die Lösung dieser Probleme liegt oft nicht in der Modernisierung der Prozesse oder der Ausrüstung, sondern in der Optimierung und dem richtigen Management des Prozesses und der Ausbildung von kompetentem Bedienpersonal. Daher umfasst meine Forschungsarbeit die Entwicklung von Werkzeugen auf der Grundlage von Prozesssimulationsmethoden, die den zuverlässigen und optimalen Betrieb einer realen Kokereigasreinigungstechnologie auch unter variablen Betriebsbedingungen ermöglichen.

In meiner Arbeit zeige ich, dass die Absorptionsprozesse in der untersuchten Technologie am besten mit einem ratenbasierten Modell beschrieben werden können, da es die Kinetik der Reaktionen berücksichtigt. Als Ergebnis der mit dem Steady-State-Simulator durchgeführten Sensitivitätsanalyse bestimme ich die Parameter, die den größten Einfluss auf die Reinigungseffizienz haben. Diese Parameter werden dann verwendet, um einen energetisch optimierten und einen ökologisch optimierten Betriebspunkt zu definieren.

Mit Hilfe des dynamischen Prozesssimulators vergleiche ich die Steuerungsoptionen für die H<sub>2</sub>S-Waschkolonne. Darüber hinaus habe ich sowohl einen emulierten als auch einen stimulierten Operator-Training-Simulator (OTS) entwickelt, der die Schulung von Bedienern ermöglicht, ohne die reale Technologie zu stören.

Schließlich wird eine Lebenszyklusanalyse (LCA) auf der Grundlage von Betriebsdaten verwendet, um die Bedeutung des untersuchten Anlagenabschnitts und die Umweltauswirkungen optimierter Arbeitspunkte mithilfe eines stationären Simulators aufzuzeigen. Die angewandte Methodik fördert ein besseres Verständnis und die Identifizierung von Umweltfaktoren im Zusammenhang mit der Anlage sowie technologiebezogenen Entscheidungen und ermöglicht die Ermittlung von Verbesserungsmöglichkeiten.

**Schlüsselwörter:** Gasreinigung, Simulation, OTS, LCA

## Tartalomjegyzék

Kivonat .....	5
Abstract .....	6
Auszug .....	7
Jelölésjegyzék.....	10
1 Bevezetés.....	1
2 Irodalmi áttekintés.....	3
2.1 Kokszyártás .....	3
2.1.1 Kokszyártás Magyarországon .....	5
2.2 Kamragáz .....	8
2.2.1 Kamragáz felhasználása .....	9
2.3 Gáztisztítás .....	11
2.4 Abszorpció .....	13
2.4.1 Anyagátadás .....	15
2.4.2 Átadási elméletek .....	17
2.4.3 Kémiai reakcióval kísért abszorpció .....	21
2.4.4 Abszorpció sebessége.....	23
2.4.5 Abszorpció során felszabaduló hő .....	25
2.5 Kamragáztisztítás .....	26
2.5.1 Kamragáztisztító technológiák.....	26
2.6 Folyamatszimulátorok.....	29
2.6.1 Folyamatszimulátorok alkalmazása kamragáztisztításhoz.....	31
2.7 Tréning szimulátorok .....	34
2.7.1 Tréning szimulátorok csoportosítása.....	36
2.7.2 Operátor tréning szimulátorok alkalmazása.....	37
2.8 Életciklus elemzés.....	39
2.8.1 Kokszyártáshoz kapcsolódó életciklus elemzések .....	41
2.9 Célkitűzés.....	43
3 Módszerek és eszközök.....	45
3.1 Vizsgált kamragáztisztító technológia .....	45
3.2 Alkalmazott szoftverek .....	48
3.3 Felhasznált adatok.....	51
3.3.1 Mintavétel .....	51
3.3.2 Laboratóriumi vizsgálatok gázmintából.....	53
3.3.3 Laboratóriumi vizsgálatok vízmintából .....	54
3.3.4 Mintavételek eredménye .....	55
4 Technológia stacioner modellje .....	58
4.1 Stacioner modell felépítése .....	58
4.2 Aspen Plus és MATLAB kapcsolat kialakítása .....	65
4.3 Modell validálás .....	66
4.4 Érzékenységvizsgálat .....	67
4.4.1 Befolyásolható paraméterek.....	67

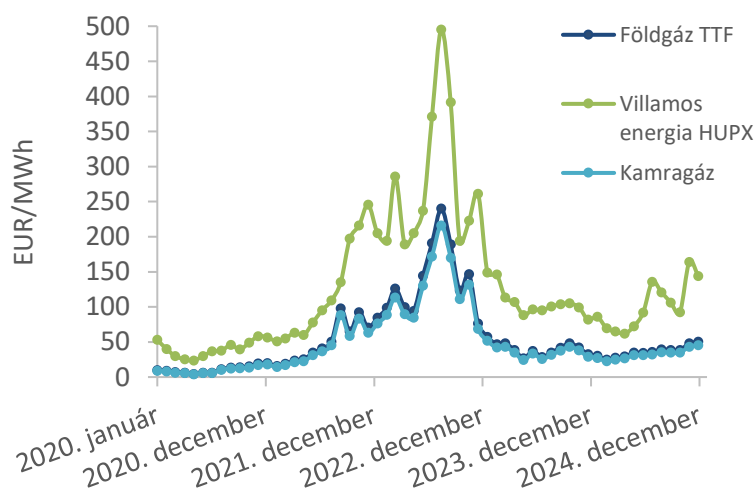
4.4.2	Nem befolyásolható paraméterek.....	73
4.4.3	Érzékenység vizsgálat eredményeinek összefoglalása.....	75
4.5	Optimalizálási feladatok meghatározása.....	77
4.5.1	Fmincon, nemlineáris szélsőérték keresés .....	78
4.5.2	Optimalizálás eredményei.....	79
4.6	Modell alkalmazása hasonló technológiánál.....	80
4.7	Következtetések .....	82
5	Technológia dinamikus szimulátora .....	84
5.1	Dinamikus szimulátor felépítése.....	84
5.1.1	H <sub>2</sub> S mosókolonna dinamikus szimulátora .....	84
5.1.2	Teljes technológia dinamikus szimulátora.....	90
5.2	Dinamikus szimulátor alkalmazása a kezelő személyzet oktatására.....	92
5.2.1	Emulált OTS kialakítása .....	92
5.2.2	Stimulált OTS kialakítása .....	98
5.3	Következtetések .....	102
6	Életciklus elemzés alkalmazása .....	104
6.1	Cél és tárgykör meghatározása.....	104
6.2	Leltárelemzés (LCI) .....	108
6.3	Hatásértékelés (LCIA) .....	112
6.4	Normál üzemi körülmények mellett elvégzett LCA (1. eset).....	113
6.5	Összehasonlító LCA .....	116
6.6	Következtetések .....	120
7	Összefoglalás.....	123
	Köszönetnyilvánítás .....	125
	Új tudományos eredmények (tézisek).....	126
	New scientific results (theses).....	128
	Publikációk.....	130
	Irodalomjegyzék.....	132
	Melléklet.....	139

## Jelölésjegyzék

Jelölés	Megnevezés	Mértékegység
$A$	áramlásra merőleges felület	$m^2$
$B'_1; B'_2$	integrációs állandók	$kmol \cdot m^3$
$c$	folyadékfázis fajhője	$kJ \cdot kmol^{-1} \cdot K^{-1}$
$c_{Ae}$	„A” komponens folyadékfázisbeli egyensúlyi koncentrációja	$kmol \cdot m^{-3}$
$c_A$	„A” komponens koncentrációja a folyadékfázisban	$kmol \cdot m^{-3}$
$c_{AF}$	„A” komponens koncentrációja a folyadékfázis főtömegében	$mol \cdot m^{-3}$
$c_{AF}^*$	„A” komponens egyensúlyi koncentrációja a fázishatáron a folyadékfázis oldaláról	$mol \cdot m^{-3}$
$c_{AG}$	„A” komponens koncentrációja a gázfázis főtömegében	$mol \cdot m^{-3}$
$c_{AG}^*$	„A” komponens egyensúlyi koncentrációja a fázishatáron a gázfázis oldaláról	$mol \cdot m^{-3}$
$D_A$	„A” komponens diffúziós tényezője	$m^2 \cdot s^{-1}$
$D_t$	turbulens diffúziós tényező	$m^2 \cdot s^{-1}$
$E$	aktiválási energia	$J \cdot kmol^{-1}$
$e$	szabályozási hiba	
$\mathcal{H}$	Henry állandó	$Pa \cdot kmol \cdot m^{-3}$
$h'_D$	tömegátadási koefficiens	
$j_A$	„A” komponensre vonatkozó áramsűrűség	$kmol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
$k$	reakciósebességi együttható	
$K_c$	szabályozó erősítése	min
$K_G$	általános komponensátadási tényező a gázfázisban	$s \cdot m^{-1}$
$K_F$	általános komponensátadási tényező a folyadékfázisban	$s \cdot m^{-1}$
$L$	az abszorbens mólárama	$kmol \cdot s^{-1}$
$M'$	elnyelt gáz tömege a vizsgált részben	$kmol \cdot s^{-1}$
$MV$	manipulált változó ( <i>Manipulated Variable</i> )	
$n$	hőmérséklet-exponens	
$n_A$	„A” komponens diffúzióval átvitt mennyisége	kmol
$OP$	kimentő jel ( <i>Output</i> )	
$p_A$	„A” komponens gázfázisbeli parciális nyomása	Pa
$p_{Ae}$	„A” komponens gázfázisbeli egyensúlyi parciális nyomása	Pa
$PV$	folyamatváltozó ( <i>Process Variable</i> )	
$q$	gáz differenciális oldáshője	$kJ \cdot kmol^{-1}$
$R$	egyetemes gázállandó	$J \cdot kmol^{-1} \cdot K^{-1}$
$SP/SV$	alapjel/beállított érték ( <i>Setpoint/Set Value</i> )	
$t$	idő	s
$T$	hőmérséklet	$^{\circ}C/K$
$T_{be}$	belépő hőmérséklet	$^{\circ}C$
$T_i$	Integrálási időállandó	
$u$	beavatkozó jel	
$x$	távolság	m
$X$	a főtömeg és a határfelület közötti távolság	m
$\alpha_A$	„A” komponens koncentrációs exponense	
$\beta_A$	„A” komponens kísérleti komponensátadási tényezője	$m \cdot s^{-1}$
$\beta_F$	komponensátadási tényező a folyadékfázisban	$m \cdot s^{-1}$
$\beta_G$	komponensátadási tényező a gázfázisban	
$\delta$	filmvastagság	m

## 1 Bevezetés

A vas- és acélipar egyik nélkülözhetetlen nyersanyaga a koksz, mely gyártása során ún. nyerskamragáz keletkezik. A nyerskamragáz számos komponenst tartalmaz, köztük értékes anyagokat, mint például a kőszénkátrányt vagy a benzolt, és szennyező komponenseket, mint a kénhidrogént vagy az ammóniát. A tisztított kamragáz ideális energiahelyettesítő, mivel fűtőértéke megközelíti a földgázét, mellyel integrált vas- és acélművek tüzelőanyag-szükségletének nagy része biztosítható (Porzio et al., 2014). Ezáltal a teljes vas- és acélgyártás jövedelmezőbb tud lenni, különösen a jelenlegi energiaválságban, továbbá környezeti szempontból is fenntarthatóbb a termelési folyamat (Garcia et al., 2021).



1. ábra: Energiahordozók árai 2020-2024 (HUPX, 2025; Trading Economics, 2025)

Az 1. ábra a különböző energiahordozók árváltozását mutatja. 2021. második felében az energiaárak erőteljesen növekedni kezdtek és a legmagasabb értéket 2022. augusztusban érték el. Az ezt követő években valamilyen szinten mérséklődtek az energia árak, de a 2020. évi átlaghoz képest a 2024. évi átlag még mindig több, mint 3,5-szerese a földgázénak, illetve a kamragázénak, míg a villamos energiának több, mint 2,5-szerese. Ehhez a növekvő tendenciához hozzájárultak a különböző politikai döntések, a háborús viszonyok, illetve az uniós szén-dioxid-kibocsátási egységek árának emelkedése is. Továbbá 2027-től nem lesz ingyenes szén-dioxid allokáció, ami többletköltségeket okoz a létesítmények

számára (Hungarian Power Exchange, 2025; Trading Economics, 2025; European Parliament and Council, 2003).

A megnövekedett energiaárak súlyos problémákat okoztak számos ipari ágazatban. Emellett az egyre szigorúbb környezetvédelmi előírások is nehezítik az üzemek működését. A kamragáz energiaforrásként történő felhasználása esetén a gáz összetételének meg kell felelnie az előírásoknak. A gázban maradó  $\text{H}_2\text{S}$ -koncentrációnak  $<300-1\ 000\ \text{mg}/\text{Nm}^3$  (abszorpciós rendszer alkalmazásával) vagy  $<10\ \text{mg}/\text{Nm}^3$  (nedves oxidatív kéntelenítés alkalmazásával) kell lennie. Továbbá a kamragáz elégetése során a kibocsátási szintnek  $\text{SO}_x$  esetében  $< 200-500\ \text{mg}/\text{Nm}^3$  és  $\text{NO}_x$  esetében  $<350-650\ \text{mg}/\text{Nm}^3$  kell lennie (European Commission, 2010)

Egyre inkább szükség van a meglévő kamragáztisztító technológiák fejlesztésére, ami gyakran nem a folyamat megváltoztatását vagy a berendezések korszerűsítését jelenti, hanem a folyamat optimalizálását és hatékony irányítását, valamint a hozzáértő kezelőszemélyzet képzését. Ezért kutató munkám során célom a kamragáztisztító technológia folyamatszimulátorának elkészítése, mely segítségével a folyamat optimalizálható mind energetikai szempontból, mind környezetvédelmi szempontból és a változó üzemi körülmények mellett is megfelelően működtethető.

Dolgozatom gyakorlati szakasza három fő részre osztható. Az első részben a technológia stacioner szimulátorának felépítését, valamint a segítségével elvégzett érzékenység vizsgálatok és optimalizálási feladatok eredményeit mutatom be. A második részben a dinamikus szimulátor felépítését, a rendszer dinamikájának vizsgálatát ismertetem, illetve a dinamikus szimulátorra épülő operátor tréning szimulátor elkészítési módjára és a megvizsgált esetek eredményeire fókuszálok. A harmadik rész az életciklus elemzés kidolgozására épül, melyben az alapeset részletes elemzése mellett, a stacioner szimulátorral számított optimalizált eseteket és egy kamragáztisztítás nélküli eset is bemutatásra kerül.

Néhány hónappal a doktori munkám befejezése előtt gazdasági nehézségek miatt leállították az általam vizsgált kokszólo üzemet. Ennek ellenére munkám hasonló kamragáztisztító technológiák esetében is hasznosítható, melyre a dolgozatom első gyakorlati részében mutatok példát.

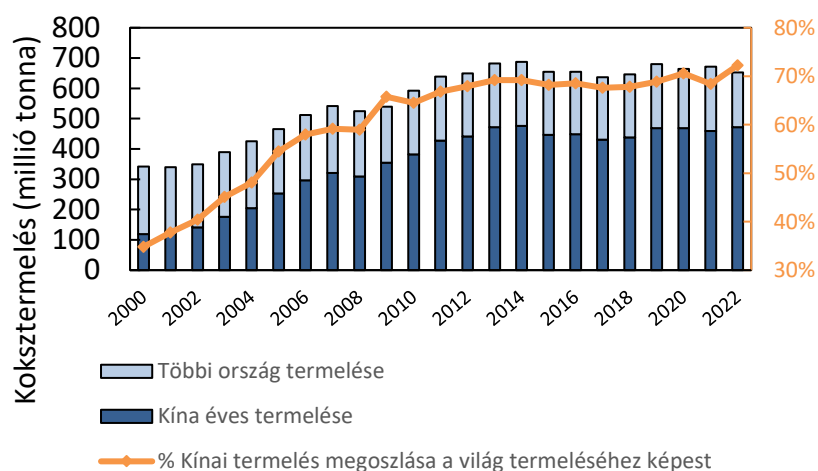
## 2 Irodalmi áttekintés

A következő alfejezetben a kutatásomhoz kapcsolódó területek szakirodalmát fogom áttekinteni.

Először ismertetem a kokszyártást általánosan, valamint az általam vizsgált kokszoló üzem teljes technológiáját. Ezután a kokszyártás melléktermékeként keletkező kamragáz főbb tulajdonságait, felhasználási lehetőségeit mutatom be. Az irodalmi áttekintést a gáztisztítással, ezen belül az abszorpció, az átadási elméletek leírásával folytatom, illetve részletesen bemutatom a kamragáz tisztításra alkalmazható eljárásokat, valamint az ezen a területen alkalmazott folyamatszimulátorokhoz kapcsolódó szakirodalmakat. Ezt követően az operátor tréning szimulátorokat ismertetem, alkalmazásuk előnyeivel. A fejezet zárásaként bemutatom az életciklus elemzést, illetve az ezen a területen készült kokszyártáshoz kapcsolódó szakirodalmakat.

### 2.1 Kokszyártás

Kezdetben a vasgyártáshoz faszenet használtak, azonban az erőteljes erdőirtások miatt más redukálószer alkalmazására volt szükség. A kőszén erős füstölése miatt alkalmatlan volt erre a célra. Majd az 1700-es évek elején Abraham Darby volt az első, aki kohóban kokszt alkalmazott redukálószerként és egyben tüzelőanyagként. Ezt követően megkezdődött az ipari kokszyártás fejlődése az egész világon (Allen, 2009). Mára Kína lett a világ legnagyobb koksztermelője, és jelenleg a globális koksztermelésnek körülbelül 70%-át teszi ki. A 2. ábra a 2000-2022 közötti időszak éves koksztermelésének alakulását mutatja.



2. ábra: Koksztermelés 2000-2022 között (CMR, 2024)

Három féle eljárás létezik kohókokszt előállításra: a boksa eljárás (*beehive process*), a hő-kinyerő eljárás (*heat-recovery process*) és a melléktermék-kinyerő eljárás (*byproduct recovery process*) (Towsey et al., 2010).

A boksa eljárásnál a tűzálló téglából épített kokszoló kemence kupola alakú. A tetején lévő nyíláson keresztül vezetik be a szenet, amit körülbelül 60-90 cm vastagon töltenek be. A kupola alsó részén található másik nyíláson kezdetben levegőt engednek be a szén meggyújtásához. A kokszosítás folyamata fentről lefele halad és 2-3 nap alatt fejeződik be. A szükséges hőt a folyamatosan eléggő illó komponensek szolgáltatják. A füstgázok a kéményen keresztül távoznak. A kigázósítási idő eltelte után az izzó kokszot vízzel lehűtik, majd a kupa alsó részén lévő nyíláson keresztül leürítik. Ezt az eljárást ma már nem igen alkalmazzák (Towsey et al., 2010).

A boksa eljárás módosított változata a hő-kinyerő eljárás. Ennél a megoldásnál a szén összes illékony anyagát elégetik, hogy a kokszoláshoz szükséges hőmérsékletet biztosítani tudják. A kamrák vízszintes kialakításúak és vákuum alatt üzemelnek. A kamrákba bevezetett primer levegővel parciálisan elégetik a keletkező illóanyagokat. A kamrák alatti talpcsatornába vezetik be a másodlagos levegőt a teljes égés elérése érdekében. A füstgázokat egy gyűjtővezetéken keresztül hulladékhő-hasznosító kazánba vezetik a légkörbe történő kiengedés előtt (Towsey et al., 2010).

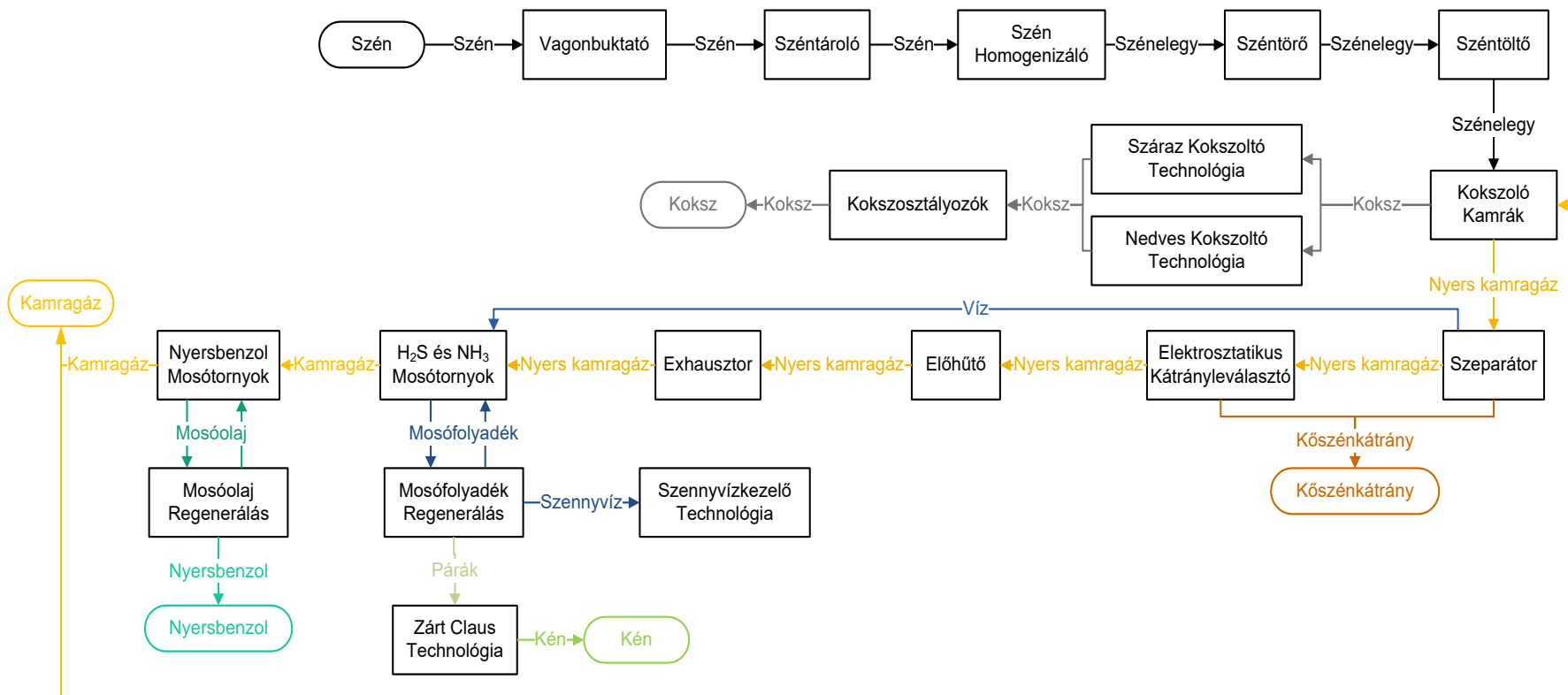
A melléktermék-kinyerő eljárásnál a kokszolás során keletkező illékony anyagok egy gyűjtőcsövön keresztül elvezetésre kerülnek, ún. nyers kamragázként.

A nyers kamragázból az értékes komponenseket (kőszénkátrány, benzol), valamint a szennyező komponenseket elválasztják (ammónia, kénhidrogén), és a tiszta kamragázt visszavezetik a kemencék fűtésére. A kokszolás keskeny, függőleges kamrákban történik, melyeket két oldalról, fűtőfalakon keresztül fűtenek. Napjainkban a legelterjedtebb eljárás, köszönhetően a melléktermékek értékesíthetőségének. A disszertációm során vizsgált üzem is ezt a technológiát alkalmazza, melyet a következő alfejezetben részletesebben is ismertetek (Towsey et al., 2010).

A kokszyártás folyamata során számos szennyezőanyag kerülhet a levegőbe, a talajba valamint a vizekbe. A levegőbe főleg por, CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub> és benzo(a)pirén kerülhet. Talajszennyezést elsősorban a kokszt osztályozása során lehulló kokszipor okoz, illetve a melléktermék-kinyerő üzemekben leválasztott kőszénkátrány és benzol kiömlése, mely a tartályok vagy csővezetékek sérülése esetén következhet be. Víz szennyezés az izzókokszt lehűtése során következhet be, továbbá a melléktermék-kinyerő üzemekben a kamragáz közvetlen hűtése során, illetve a gázmosókban fordulhat elő. Azonban előírt üzemeltetés mellett, és megfelelő technológiák, berendezések és védelmi rendszerek (porleválasztók, ülepítők, tisztító rendszerek, kármentesítő medencék) alkalmazása esetén a szennyezések minimalizálhatóak (Pilarczyk et al., 2013).

### **2.1.1 Kokszyártás Magyarországon**

A kutató munkám során a dunaújvárosi kokszoló üzem technológiájának vizsgálatával foglalkoztam, mely a Dunai Vasmű gyáregységeként, 1956-ban kezdte meg működését, majd több szervezeti átalakulást követően 2023-ban a Duna Furnace Dunai Vasmű Kft. gyáregységeként a Liberty Steel Group tagja lett. A Kokszoló tevékenysége során kokszolható szénelegyből magas hőmérsékletű hevítéssel, levegőtől elzárt térben (száraz lepárlás) kokszt állít elő, maximális kapacitása 1 575 000 tonna kokszt/év (Szilágyi, 2021). Ez a termék a vasgyártás redukáló anyaga, melyet a nagyolvasztók kohóiban használnak fel, elsősorban a cégcsoporton belül. A kokszyártás az üzemben melléktermék-kinyerő eljárással történik. A teljes technológia blokk diagramját mutatja be a 3. ábra.



3. ábra: Kokszgyártás blokk diagramja

A kokszyártás folyamata a világ különböző területeiről érkező szenek fogadásával kezdődik. A tengerentúlról származó szenek ömlesztettáru-szállító hajókon, majd a tengeri kikötőkből uszályon jut el a Dunán a dunaújvárosi kikötőbe, ahonnan többnyire vagonokkal, esetenként teherautókkal szállítják az üzem területére. Az európai szenek minden esetben vagonokban érkeznek a telephelyre. A vagonok leürítése két vagonbuktató segítségével történik (téli időszakban szükséges lehet a vagonok kimelegítése gőzzel). Az ürítést követően szállítoszalag-rendszer továbbítja a szenet a zárt szénraktár bunkereibe vagy a nyílt széntérre. A széntárolókból a szénkomponensek az adagoló bunkersor bunkereibe kerülnek, ahonnan beépített szalagmérlegek segítségével történik az előírt szénelegy összeállítása. Szükség esetén az elegy finomtörő berendezéseken halad keresztül, a megfelelő szemcseösszetétel elérése érdekében, majd homogenizálást követően a kokszolóblokkok széntornyaiba jut (Szilágyi, 2021).

Jelenleg a kokszyártás 2 db PVR típusú páros fűtőcsatornázású, recirkulációs, regeneratív fűtésű kemenceblokkban, az 1956 júliusában beüzemelt I-es, és az 1987 márciusában elindított III-as blokkban történik. A kamrákat tisztított kamragáz elégetésével fűtik. A széntornyokból a szénelegyet a töltőgép tölcseireibe adagolják, mely az elegyet az üres kamrához szállítja és szórásos eljárással a kamrába tölti. A kigázosítási idő eltelte után az izzó kokszt a kitológép tolja ki a pajzskocsin keresztül a kamrából. Az I-es blokkon az oltókocsiba kitolt izzó kokszt hagyományosan, nedves eljárással, az oltótoronyban vízpermetezéssel hűtik le. Az újabb, III-as blokkon modernebb, s egyben környezetbarátabb megoldást alkalmaznak a kokszt leoltására, ahol a konténerbe kitolt izzó kokszt a száraz koksztoló berendezés oltókamráiba töltik, ahol ellenáramban oltógázzal ( $N_2$ - $CO$ - $CO_2$  elegye) hűtik le. A folyamat során az oltógáz felmelegszik és hőtartalmával hőhasznosító kazánokban nagy nyomású gőzt állítanak elő. A nagynyomású gőzt egy 5,6 MW teljesítményű, ellennyomásos turbinába vezetik, melyből a villamos energia mellett alacsony nyomású gőz keletkezik (Szilágyi, 2021).

A lehűtött kokszt telepített, illetve mobil osztályozókban kaliber és vibrációs rosták segítségével szemcseméret szerint osztályozzák. A +25 mm-es kohókokszt-frakció szállítoszalagon közvetlenül jut a cégcsoport nagyolvasztóinak bunkereibe.

A többi frakciót vasúton, közúton vagy uszályban értékesítik, vagy az üzem depóin tárolják. Az osztályozás során leválasztott kokszept a szénelegyhez adagolják.

A kamrákban a szénelegy kigázosítása során 700-750 °C hőmérsékletű nyers kamragáz képződik és a gázgyűjtő csövekben öblítővíz bepermetezéssel 80-85 °C-ra hűl le. A gázgyűjtő csövekből a lehűtött nyers kamragázt az exhausztor (kamragáz szállítására szolgáló berendezés) szeparátoron, előhűtőkön és elektromos kátrányleválasztókon át szívja el, és szállítja további gáztisztításra. Ezekben a berendezésekben a nyers kamragázból öblítővíz, kőszénkátrány és pernyéskátrány válik ki, melyeket a gépi ülepítőkből választanak szét. Az öblítővíz mennyisége folyamatosan növekszik a szénelegyből távozó víz mennyiségével. Ez a víztöbblet kiforrálás után a technológiai vízkezelő telepre kerül, ahol kémiai és biológiai folyamatok során megtisztítják. A tisztított víz a Dunába kerül, míg a keletkező maradékanyag a szénelegybe keverve hasznosul.

A lehűtött nyers kamragáz  $H_2S$ , durva és finom  $NH_3$  mosótornyokon halad át. A mosás során keletkező telített mosófolyadékából vízgőz desztillációval nyerik ki az ammóniás-kénhidrogénes párákat. A párák először egy előbontó reaktorba kerülnek, majd sorba kapcsolt Claus reaktorokba vezetik, ahol a katalitikus reakcióban nagy tisztaságú elemi kén képződik. Az előbontó reaktorban a felszabaduló reakcióhőt csököteges hőcserélőben elvonják, mely során gőz keletkezik. A folyamatban keletkező véggázok a kamragáz rendszer szívott oldalára kerülnek visszavezetésre.

A  $H_2S$  és  $NH_3$ -mentesített kamragázból mosólaj felhasználásával kinyerik a nyers benzolt (benzol-tolul-xilol frakció). A telített mosóolajból vízgőzzel hajtják ki a nyers benzolt, melyet értékesítenek. A megtisztított kamragáz egy részét visszavezetik a kokszolóblokkok aláfűtésére, maradék részét a közeli energiatermelő és szolgáltató vállalat részére értékesítik (Szilágyi, 2021).

## **2.2 Kamragáz**

A vas- és acélipar a világ egyik legnagyobb energiafogyasztó ágazata, mely energiahatékonyságának növelésében és az üvegházhatású gázok kibocsátásának csökkentésében a kamragáz nagy jelentőséggel bír (Wang et al., 2008; Bermúdez et al., 2013). A kokszyártás egyik legfontosabb mellékterméke a kamragáz,

melynek hozama a kokszolható szénelegy minőségétől (főleg az illóanyagtartalmától) és a kokszolási körülményektől (főleg a kigázosítási időtől) függ. 1 tonna kokszolható szénelegyből körülbelül 310-390 m<sup>3</sup> tisztított kamragáz nyerhető ki, mely átlagos összetételét az 1. táblázat tartalmazza. Ahogy a táblázat is mutatja, a kamragáz fő komponensei a hidrogén és a metán. Ebből adódóan a fűtőértéke meglehetősen magas ~41,6 MJ/kg, mely megközelíti a földgázét (~56,6 MJ/kg) (Razzaq et al., 2013).

1. táblázat: Nyers és tisztított kamragáz átlagos összetétele

	Nyers kamragáz	Tisztított kamragáz
<b>Fő komponensek (V/V%)</b>		
H <sub>2</sub>		53-60
CH <sub>4</sub>		23-29
CO		4-10
N <sub>2</sub>		2-8
CO <sub>2</sub>		1-4
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>		1,6-4
O <sub>2</sub>		0,1-0,8
<b>Szennyező komponensek (g/Nm<sup>3</sup>)</b>		
H <sub>2</sub> S	4-6	0,4-0,8
NH <sub>3</sub>	6-8	0,05-0,1
HCN	1,3-2,2	0,05-0,95
Benzol	25-50	3-5
Naftalin	6-8	0,3-1
Kátrány	100-120	<1

### 2.2.1 Kamragáz felhasználása

A kamragáz felhasználása mind kereskedelmi, mind környezetvédelmi szempontból különösen fontos, ezért különböző felhasználási lehetőségeket fejlesztettek ki az elmúlt évtizedekben és többségüket már ipari üzemekben is megvalósították (Razzaq et al., 2013).

- Kamragáz elégetése

A keletkező kamragáz legegyszerűbb felhasználása a telephelyen történő elégetés. Ekkor a szennyezőkomponensek eltávolítását követően a kamragázt elsősorban a kokszoló kemencék fűtésére, illetve integrált vasművekben a nagyolvasztók felfűtésére használják fel. Továbbá hatékonyan elégethető kisebb

tüzelőberendezésekben (technológiai hőcserélőkben vagy kazánokban), ugyanis hasonló égési tulajdonságokkal (pl.: láng hőmérséklet) rendelkeznek, mint a földgáz.

Továbbá kapcsolt hő- és villamosenergia-termelő erőművekben („*Combined heat and power plant*”, CHP) történő felhasználása is meglehetősen elterjedt, főleg az alacsony fűtőértékű kohógázzal keverve.

- Hidrogén kinyerés

A kamragáz fő- és egyben legértékesebb komponense a hidrogén. A kamragázból történő hidrogén kinyerésre elsősorban a nyomásváltó adszorpciós (PSA) és a membránszeparációs technológiákat alkalmazzák, de emellett a hidrátképződéses és a kriogén elválasztásos módszereket is vizsgálják.

PSA esetén adszorbensként főleg széntartalmú anyagokat, alumínium-oxidokat vagy zeolitokat alkalmaznak. Ennél az eljárásnál fontos a kamragáz szennyező komponenseinek nagyfokú eltávolítása, ugyanis megkötődnek az adszorbensen és a nyomás csökkentésével nem deszorbeálódnak, ezáltal romlik a kinyerés hatásfoka.

A membrán szeparációs eljárásnál szelektíven áteresztő membrán segítségével valósítható meg a hidrogén kinyerés. Egyes szerves membránokkal akár 95%-os hidrogénkoncentrációjú áramot is elérni lehet (Bermúdez et al., 2013).

- Szintézisgáz előállítás

A szintézisgáz (CO és H<sub>2</sub> elegye) a vegyipar fontos alapanyaga, melyet jelenleg elsősorban földgázból és kőolajból állítanak elő, azonban folyamatosan kutatják gyártásának alternatív eljárásait. A kamragázból történő kinyerésre a gőzzel történő és a száraz reformálást, valamint a részleges oxidációt vizsgálják. A kamragázból történő szintézisgáz kinyerés az energiafelhasználás és CO<sub>2</sub>-kibocsátás szempontjából, főleg a gőzzel történő és a száraz reformálással, lényegesen kedvezőbb a hagyományos technológiákhoz képest. Azonban ezek a technológiák különböző katalizátorokat alkalmaznak és a katalizátormérgezés miatt nagy hangsúlyt kell fektetni a felhasznált gáz szennyező komponenseinek eltávolítására.

- Metanol szintézis

A metanol mellett, hogy fontos vegyipari alapanyag, ígéretes energiahordozó számos ipari alkalmazásban (pl.: autók üzemanyagcelláiban, energiatermelésben). A kamragázból száraz reformálással történő szintézisgáz termelés a legígéretesebb eljárás a metanol szintézis szempontjából, mivel egyetlen lépésben optimális, 2 H<sub>2</sub>:CO arányt lehet elérni. A folyamat továbbá a CO<sub>2</sub> részleges újrahasznosítását is magába foglalja, mivel a metanol felhasználásakor keletkező CO<sub>2</sub> fele a száraz reformálás során újrahasznosításra kerül.

- Kamragáz-metanizáció

A kamragázban lévő CO és CO<sub>2</sub> katalitikus együttes metanizálása a CH<sub>4</sub> dúsítása céljából egyszerű és rendkívül hatékony módja a magas fűtőértékű és széleskörű ipari és kereskedelmi felhasználású földgáz előállításának. A kamragáz-metanizáció más reagensek hozzáadása nélkül történhet, miközben a metán értékes és tiszta tüzelőanyagként leválasztható (Razzaq et al., 2013).

Az előzőekben bemutatott eljárásokon felül vannak más feltörekvő technológiák, amelyek a közeljövőben fontos alternatívákká válhatnak a kamragáz felhasználásakor. Ilyen például a kamragáz kémiai hurkolásos égetése (chemical looping combustion, CLC), melynek célja az égés hatékonyságának javítása, valamint a rendszerben keletkező CO<sub>2</sub> leválasztásának elősegítése. A CLC két reaktorból és egy keringtetett fémoxidból áll, mely oxigénhordozóként működik. A fémoxid a tüzelőanyag-reaktorban redukálódik, majd a levegőreaktorba kering, ahol a kiindulási állapotába oxidálódik. Ebben a folyamatban H<sub>2</sub>O és CO<sub>2</sub> az összes égéstermék, és a CO<sub>2</sub>-t könnyebb megkötni, mivel ezek a termékek nem hígulnak a levegőből származó nitrogénnel (Bermúdez et al., 2013).

### **2.3 Gáztisztítás**

A gáztisztító technológiák a vegyipar fontos részét képezik, melyek célja a gáz fázisban lévő szennyezők eltávolítása vagy koncentrációjuk csökkentése. Ezek lehetnek egyszerű egylépcsős mosási eljárások vagy összetettebb többlépcsős, recirkulációs rendszerek. Sok esetben a tisztítási folyamat bonyolultságához

nagyban hozzájárul az alkalmazott segédáram regenerálása, belőle a szennyező komponens kinyerése (Kohl és Nielsen és Nielsen és Nielsen, 1997).

A gáztisztító technológiákat elsődleges működésük alapján általában az alábbi kategóriákra lehet felosztani:

- Abszorpció

Az abszorpció eljárások során a gázfázisban lévő szennyező komponensek oldódnak az alkalmazott mosófolyadékban. Regenerálás folyamán a telített mosófolyadékból kihajtják a gázból kinyert szennyezőket. Gáztisztító technológiák közül a legszélesebb körben ezen eljárásokat alkalmazzák (Kohl és Nielsen, 1997; Kaszatkin, 1976; Perry, 1969).

- Adsorpció

Az adszorpció technológiáknál mikropórusos szilárd anyag pórusainak belső felülete és a gáz szennyező komponensei közötti kölcsönhatás következtében szelektív megkötődés alakul ki. Az elválasztást olyan körülmények között célszerű elvégezni, hogy valódi kémiai kötés ne tudjon kialakulni, s kizárólag gyengébb, másodrendű kötőerők jöjjenek létre az adszorbens és az adszorbeálódó anyag között. Így a folyamat reverzibilitása révén a körülmények változtatásával (hőmérséklet emelésével, vagy a parciális nyomás csökkentésével) az adszorbens visszanyerhető (Kohl és Nielsen, 1997; Kaszatkin, 1976; Perry, 1969).

- Membrános elválasztás

Ezen eljárás viszonylag új technológiának számít a gáztisztítás területén. A szeparációhoz megfelelő tulajdonságú polimer membránokat alkalmaznak, melyek permszelektivitásuk következtében kizárólag a gázfázis adott komponenseit engedik át a membrán egyik oldaláról a másikra. A folyamat hajtóereje alapvetően a koncentrációgradiens, azonban a nyomás különbségnek is fontos szerepe van a művelet során (Kohl és Nielsen, 1997; Bélafiné, 2002).

- Kémiai átalakítás

A kémiai átalakítás a legkülönbözőbb folyamatok alapvető művelete, ideértve a katalitikus és a nem katalitikus gázfázisú reakciókat, valamint a gázkomponensek és a szilárd anyagok reakcióját (Kohl és Nielsen, 1997).

- Kondenzáció

A kondenzáció, mint gáztisztító eljárás, elsősorban a füstgázok illékony szerves vegyületeinek eltávolítását jelenti. A gázáram megfelelő mértékű lehűtésével a szerves vegyületek lekondenzálnak és a keletkező kondenzátum könnyedén eltávolítható a gázfázistól (Kohl és Nielsen, 1997).

### **2.4 Abszorpció**

Doktori munkám során a vizsgált technológia fő berendezései a gázmosótoronyok, így ebben a fejezetekben részletesen ismertetem magát az abszorpció folyamatát, valamint a leírásukra alkalmazható modelleket.

Abszorpciós műveletek során szelektív komponens átvitel történik a gázfázisból a folyadékfázisba (abszorbensbe). Ezeket a műveleteket a megkötődés mechanizmusa szerint alapvetően két csoportra lehet osztani.

- Fizikai abszorpció történik, ha az elnyeletett gázkomponens nem lép kémiai reakcióba az abszorbenssel (pl.: CO<sub>2</sub> oldása vízben), vagyis a megkötődés oldódás révén valósul meg. A szennyező komponensek teljes elnyeletése nem valósítható meg, ugyanis a fizikai abszorpció addig tart, amíg az elnyeletett komponens oldat feletti parciális nyomása egyenlővé nem válik a komponens belépő gázban lévő parciális nyomásával. A fizikai abszorpció többnyire megfordítható folyamat, s az elnyeletett komponensek kinyerése a deszorpció (magát a folyamatot sztrippelésnek vagy kihajtásnak is szokás nevezni). A deszorpció lehetővé teszi az abszorbens újbóli felhasználását, valamint akár az abszorbeálódott komponens tiszta anyag formájában történő kinyerését.
- Kémiai abszorpció (kemisorpció) esetében kémiai reakció megy végbe a gázfázis adott komponense valamint a folyadékfázis között (pl.: CO<sub>2</sub> elnyeletése NaOH oldatban). Kemisorpcióval elméletileg teljes elnyeletést lehet elérni. A folyamat az alábbi öt részfolyamatból tevődik össze:
  1. Az adott komponens diffundál a gázfázis belsejéből a gáz-folyadék fázishatár felület irányába.

2. A Henry-törvénynek megfelelően végbe megy a komponens oldódása.

$$p_A = \mathcal{H} \cdot c_A \quad (1)$$

3. Az oldott komponens fázishatár-felülettől diffundál az abszorbens fő tömege felé.
4. Lejátszódik a kémiai reakció a folyadékfázis belsejében.
5. A reakciótermékek és az oldott reakciópartnerek a kialakuló koncentráció gradienseknek megfelelően diffundálnak.

Azokat a berendezéseket, melyekben az abszorpciós folyamatok lejátszódnak, abszorbereknek nevezzük. Mivel az abszorpció a fázisok határrétegében megy végbe, ezért ezekkel a készülékekkel szemben az egyik legfontosabb kritérium, hogy a folyadék és a gáz fázis között a lehető legnagyobb érintkezési felület kialakulását biztosítsák. Az érintkezési felület kialakításának módja alapján az abszorberek négy típusra oszthatóak:

- Felületi és filmabszorberek:

Felületi abszorberekben a gáz a nyugalomban lévő vagy lassan áramló folyadékfázis fölött halad, így kicsi a kialakuló fázisérítkezési felület, ezért jól oldódó gázok elnyelésére alkalmazzák. Ezeknél a készülékeknel hatékonyabbak a filmabszorberek, melyekben a fázisok érintkezési felülete a lecsurgó folyadékfilm (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

- Töltetes abszorberek:

A töltetes abszorberekben tartórácsra helyezik el rendezetten vagy rendezetlenül a töltetet, melyre a folyadék elosztókon keresztül jut. A folyadék az elemi tölteten nagyrészt vékony filmként áramlik és így a fázisok érintkezési felülete elsősorban a töltetek nedvesített felülete. Miközben a folyadék lecsurog az egyik töltetről át a másikra, addig a folyadékfilm megsemmisül, majd a lejjebb elhelyezkedő rétegen újra kialakul. Ezen abszorberek előnye, hogy szerkezetük egyszerű és kicsi a hidraulikai ellenállásuk, azonban hátrányuk a nehezen megvalósítható hőelvonás, valamint kis fajlagos folyadék betáplálás esetén rossz a töltet nedvesítése (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

- Tányéros abszorberek:

Tányéros abszorberekben egymástól egyenlő távolságokra lévő vízszintes válaszfalak, tányérok vannak elhelyezve, melyek segítségével érhető el a fázisok meghatározott irányú áramlása, valamint a két fázis többszöri kölcsönhatása. A tányérokról a folyadék vagy túlfolyó csöveken keresztül jut az egyik tányérról a másikra, vagy ugyanazokon a nyílásokon halad keresztül, amelyeken a gáz is (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

- Porlasztásos abszorberek:

Porlasztásos abszorberekben a fázisok érintkezése a folyadéknak a gázfázisban történő elporlasztásával, szétpermetezésével jön létre. A fűvófejektől távolodva csökken a térfogatra vonatkoztatott anyagátbocsátási tényező, ugyanis a szétporlasztott folyadékcseppek egyesülnek, ami által csökken a fázisok érintkezési felülete. Ezek az abszorber típusok elsősorban jól oldódó gázok elnyelésére alkalmasak (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

### **2.4.1 Anyagátadás**

Az abszorpció összetett folyamat, mely magába foglalja az anyag (tömeg) transzportot egy fázison belül, az átlépését a két fázis határán keresztül, valamint a másik fázison belüli transzportot. Az anyagátbocsátás az érintkező fázisok határán kialakuló határrétegen keresztül megy végbe (Kaszatkin, 1976).

Az anyagátadás egy fázison belül, a fázishatár felé vagy azzal ellentétesen irányuló anyagátvitel. Az abszorpció esetén az anyagátbocsátási folyamatokban minimálisan három anyag jelenléte szükséges: az egyik anyag túlnyomóan a folyadékfázisban, a másik a főleg a gázfázisban, míg a harmadik az gázfázisból a folyadékfázisba jut át (fázisok között megoszló anyag). A folyamat sebessége a fázisok között megoszló komponens átmenetének mechanizmusától függ (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

Nyugalomban lévő közegeknél csak molekuláris diffúzió eredményeként jön létre az anyagátadás, míg áramló rendszerek esetében az áramlási képnek megfelelően megy végbe a folyamat. Áramló rendszerek esetében definiálhatunk vezetési mechanizmust (molekuláris diffúziót) a lamináris határrétegen át

merőlegesen a konvektív áramlásra, illetve ún. turbulens diffúziót (konvektív anyagátadást), mely nagysága a fázist alkotó komponensek fizikai tulajdonságai mellett jelentős mértékben függ a hidrodinamikai körülményektől is (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

A következőkben röviden ismertetem a molekuláris diffúziót, valamint a konvektív anyagátadást.

### 2.4.1.1 Molekuláris diffúzió

A molekuláris diffúzió a molekulák, atomok, ionok vagy kolloid részecskék rendezetlen hőmozgásának eredményeként jön létre. Két különböző megnyilvánulási formája van: az ekvimoláris ellenáramú diffúzió és az egyirányú diffúzió. Előbbinél az egyik fázis irányából diffundáló komponensekkel szemben a másik irányból más komponensek diffundálnak ekvimoláris áramsűrűséggel. Ezzel szemben az egyirányú diffúziónál adott komponensek egyetlen irányba diffundálnak (Kaszatkin, 1976).

A molekuláris diffúzió folyamatát Fick I. törvénye írja le, mely alapján a diffúzió irányára merőleges elemi felületen, adott idő alatt átdiffundáló anyag mennyisége arányos a transzportált anyag koncentráció gradiensevel:

$$j_A = \frac{dn_A}{A \cdot dt} = -D_A \cdot \frac{dc_A}{dx} \quad (2)$$

Az egyenletben szereplő negatív előjel jelzi, hogy a molekuláris diffúzió a fázisok között megoszló  $i$  komponens koncentrációjának csökkenésének irányába halad.

A molekuláris diffúziós tényező fizikai állandó és egy adott anyagnak diffúzió következtében a nyugvó közegben történő behatolását jellemzi. A diffúziós tényező függ a megoszló anyag és a diffúziós közeg fizikai tulajdonságaitól, a hőmérséklettől és a nyomástól. A molekuláris diffúzió összességében nagyon lassú folyamat (Kaszatkin, 1976).

### 2.4.1.2 Konvektív anyagátadás

A konvektív anyagátvitelt turbulens diffúziónak is szokás nevezni. A fluidumok áramlási sebességének növelésével ki tud alakulni a konvektív anyagátadás. Ekkor

a fázisok közötti határrétegben az áramlás lamináris, melyet egy átmeneti zóna követ, majd pedig a turbulens áramlási réteg. Turbulens áramokban a molekuláris diffúzió eredményeként kialakuló anyagátmenet csak a határréteg közvetlen közelében lehet jelentős, ugyanis az áramban szabálytalan sebesség-ingadozás jelentkezik, melynek hatására a részecskék keveredése minden irányban végbemegy. Az átmeneti zónában a turbulens és a molekuláris diffúzió tényezője közel azonos nagyságúak, így mindkét hatást figyelembe kell venni (Kaszatkin, 1976; Fonyó és Fábry, 1998).

A turbulens anyagátadás a (3) egyenlet alapján adható meg, egy ún. turbulens diffúziós tényező bevezetésével, melynek értéke függ a hidrodinamikai feltételektől (áramlási sebességtől, turbulencia mértékétől).

$$j_A^t = \frac{dn_A}{A \cdot dt} = -(D_A + D_t) \cdot \frac{dc_A}{dx} \quad (3)$$

A turbulens diffúziós tényező átlagos értékével számolva és a (3) egyenletet integrálva a fázishatár és a főtömeg között, az alábbi összefüggést eredményezi:

$$j_A^t = \frac{n_A}{A \cdot t} = \frac{D_A + D_t}{X} (c_A^* - \bar{c}_A) = \beta_A (c_A^* - \bar{c}_A) \quad (4)$$

A komponensátadási tényező nehezen becsülhető, ugyanis a fázishatár tényleges felülete általában nem ismert, a film vastagsága és a fázishatáron kialakuló felületi koncentráció nem mérhető (Kaszatkin, 1976).

### 2.4.2 Átadási elméletek

A mérnöki gyakorlatban különböző anyagátadási modelleket alkalmaznak, melyek az átadási folyamatokat leegyszerűsítik, és így matematikailag könnyebben kezelhető összefüggéseket eredményeznek. Ezek közül a legtöbb modell az alábbi egyszerűsítéseket tartalmazza:

- Az egyik fázisból a másikba történő anyagátbocsátás teljes ellenállása a két fázis ellenállásából és a fázisokat elválasztó határréteg ellenállásából adódik. Azonban a legtöbb elmélet a fázisokat elválasztó határréteg ellenállását elhanyagolhatónak tekinti, s ezekben az esetekben az átadás teljes ellenállása a két fázis ellenállásának összegével adható meg, ha feltételezzük, hogy a fázisokon belül az anyagátadás egymástól függetlenül megy végbe.

- A két fázist elválasztó határrétegben az egyensúlyi állapotnak a kialakulási sebessége nagyságrendekkel nagyobb, mint a koncentrációváltozás a fázis főtömegében. A határrétegben egyensúlyi állapot van (Kaszatkin, 1976).

A következőkben az anyagátadási elméleteket mutatom be:

### **Filmelmélet**

Az anyagátadási modellek közül a filmelmélet a legegyszerűbb megközelítés, mely megalkotása Nerst (1904) nevéhez köthető. Eszerint az anyagátadás sebességének leírásához egy vékony határréteget, filmet kell feltételezni, melynek ellenállása megegyezik a valódi lamináris határréteg, az átmeneti zóna és a turbulens áramlási réteg részellenállásainak összegével (Fonyó és Fábry, 1998; Chan, 2020).

Az elmélet szerint a  $\delta$  vastagságú filmben a koncentráció lineáris lefutású, míg a főtömegben állandó. Az „A” komponens-áramsűrűsége a molekuláris diffúzió egyenletéhez hasonlóan adható meg:

$$j_i = \frac{D_A}{\delta} (c_A^* - \bar{c}_A) = \beta (c_A^* - \bar{c}_A) \quad (5)$$

ahol:

$\delta$ : a filmvastagság [m].

Az (5) egyenletből látszik, hogy a film elmélet szerint a komponensátadási tényező:

$$\beta = \frac{D_A}{\delta} \quad (6)$$

Az egyenlet alapján a komponensátadási tényező arányos a diffúziós együtthatóval, azonban a tapasztalatok szerint a különböző áramlási és keveredési feltételeknél a diffúziós tényező hatványkitevője 0,5-1 között változhat. Az elmélet nem írja le teljes pontossággal az anyagátadási folyamatot, de egyszerűsége miatt általánosan alkalmazzák (Kaszatkin, 1976).

### **Kétfilm-elmélet**

Számos esetben a komponens(ek)nek az egyik fázisból a másik fázisba történő vándorlásakor a határfelület mindkét oldalán figyelembe kell venni a komponensátadás folyamatát, mely jól leírható a Lewis-Whitman féle kétfilm-modellel (1923) (Chan, 2020; Simándi et al., 2012).

A film-modell szerint, ha az átadás a fázis főtömegétől a fázishatár felé irányul, akkor adott idő alatt, adott felületen átadott anyag mennyisége arányos a fázis belsejében és a fázishatárán lévő koncentrációk különbségével. Míg a határfelület másik oldalán elhelyezkedő fázisra ez az anyagmennyiség a fázishatár koncentrációja és a fázis belsejére jellemző koncentráció különbségével arányos. Az alábbi összefüggéssel adható meg az anyagátadás az „A” komponensre nézve:

$$j_A = \frac{n_A}{A \cdot t} = \beta_G(c_{AG}^* - c_{AG}) = \beta_F(c_{AF} - c_{AF}^*) \quad (7)$$

### Higbie-féle penetrációs modell

A Higbie-féle penetrációs modell azon a feltételezésen alapul, hogy a két fázist elválasztó fázishatár egymást gyorsan váltó, elemi folyadéktérfogatokkal lép érintkezésbe, melyek az anyagáram főtömegéből turbulens pulzáció révén jutnak el a fázishatárra. Így a frissen odaérkező térfogatelemek a reagált térfogatelemekkel helyet cserélnek, ezáltal az anyagátadás a határréteg állandó megújulása közben megy végbe. Az anyagátadási folyamat ezek között az elemi térfogatok és a határréteg között olyan rövid érintkezési idő alatt megy végbe, hogy az anyagátadási folyamat nem tud stacioner állapotra beállni. Emiatt az anyagátadás, a mindig megújuló felületek között instacioner feltételek mellett, molekuláris diffúzió hatására következik be. Ezt a leírást penetrációnak vagy behatolásnak is nevezik (Kaszatkin, 1976; Chan, 2020; Chabra és Shankar, 2018; Treybal, 2018).

A penetrációs elmélet feltételezi, hogy a fázishatárt érintő minden örvény élettartama azonos, vagyis a  $\theta$  érintkezési idő az összes ilyen elemi térfogatra nézve azonos.

Kezdetben az örvényben oldott gáz koncentrációja egyenletesen  $c_{AF}$ , és kezdetben az örvény stagnálónak tekinthető. Amikor az örvény eléri a felületen a gázt, a koncentráció folyadékfázisban a gáz-folyadék határfelületen  $c_A^*$ , amely a gáznak a folyadékban való egyensúlyi oldhatóságának tekinthető. A  $\theta$  idő alatt a folyadékrészecske nem egyensúlyi diffúzióknak vagy az oldott anyag  $x$  irányba történő penetrációjának van kitéve. A komponens-áramsűrűség a következő összefüggés szerint határozható meg:

$$j_A = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi\theta}} (c_A^* - c_{AF}) \quad (8)$$

A penetrációs modell gyakorlati alkalmazását megnehezíti az érintkezési idő számértékének meghatározása (Simándi et al., 2012).

### **Danckwerts-féle felület megújulás elmélet**

A penetrációs elméletet Danckwerts (1951) módosította és bevezette a felület megújulás elméletét. Danckwerts elmélete szerint a penetrációs elmélet legfőbb hátránya az a feltételezés, miszerint az összes elemi folyadéktérfogat vagy örvény ugyanolyan hosszú ideig érintkezik a gáz fázissal. Azonban egy turbulens folyadékban nagy a valószínűsége annak, hogy adott folyadéktérfogatok vagy örvények rövid idő eltelte után újra cserélődnek ki vagy épp az ellenkezőleg, hosszú ideig megtörténik az érintkezésük a gázzal. Ennek eredményeként a határfelületen jelenlévő örvények a gázzal történő érintkezési időktől függően különböző „korcsoportokra” oszlanak meg. Az elmélet feltételezi, hogy az elemi folyadéktérfogatok vagy örvények véletlenszerűen cserélődnek, és mindegyik egyenlő eséllyel cserélődik.

Ha feltételezzük, hogy  $s$  a friss felület keletkezési sebessége a teljes felület egységére vetítve (a felületi és a belső elemek közötti csere frekvenciája), és hogy  $s$  független az adott elem korától, akkor az alábbi összefüggés szerint határozható meg a komponens-áramsűrűség:

$$j_A = (c_A^* - c_{AF})\sqrt{Ds} \quad (9)$$

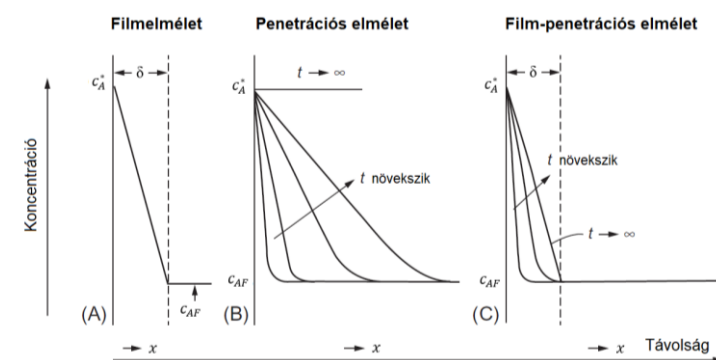
A kapott egyenlet minden bizonnyal alul becsüli a tömegátadás sebességét, ugyanis bármely valós berendezésben lesz egy véges felső határa minden felületi elem életkorának. A felszín idősebb korú csoportjának a mennyisége kicsi és a teljes arányt nagyrészt ez nem befolyásolja. Danckwerts elméleténél is jól látható, hogy a tömegátadás sebessége arányos a koncentráció különbséggel és a diffúziós állandó négyzetgyökével. Az  $s$  számértékét nehéz megbecsülni, azonban az belátható, hogy értéke növekedni fog minél inkább turbulens a fluidum (Chabra és Shankar, 2018).

### **Film-penetrációs elmélet**

Toor és Marchello (1958) egy olyan elméletet javasolt, mely magába foglalja mind a két-filmelméletet, mind a penetrációs elmélet néhány alapelvét. Az átadás teljes ellenállását úgy kell tekinteni, mintha a határfelületen egy lamináris film lenne, de az átadást egy nem egyensúlyi állapotnak kell venni. Feltételezzük, hogy

a friss felületet olyan folyadékelemek alkotják, melyek a főtömegeből örvények hatására jutnak a határfelületre (Chabra és Shankar, 2018).

A 4. ábra a határfelület közelében mutatja be a koncentráció profilok alakulását a filmelmélet, a penetrációs elmélet és a film-penetrációs elmélet szerint. Az ábrán is megfigyelhető, hogyha az érintkezési idő rövid, akkor a folyamat a penetrációs elmélettel egyezik meg, míg hosszabb érintkezési idő esetén a filmelmélettel.



**4. ábra: Koncentráció profilok a határfelület közelében (készült Chabra és Shankar (2018) munkája alapján)**

A tömegátadás leírására a következő összefüggések alkalmazhatóak:

$$0 < \frac{\delta^2}{Dt} \leq \pi \quad j_A = (c_A^* - c_{AF})D/\delta \quad (10)$$

$$\pi \leq \frac{\delta^2}{Dt} < \infty \quad j_A = (c_A^* - c_{AF}) \sqrt{\frac{D}{\pi t}} \quad (11)$$

A (10) egyenlet jól alkalmazható nedvesített falú oszlopok vagy nagy méretű töltetes oszlopok esetében. Míg a (11) egyenlet főleg permetező oszlopokban, amikor az egyik fázis cseppek formájában van diszpergálva, vagy kis méretű töltetekkel töltött oszlopokban alkalmazható (Chabra és Shankar, 2018).

### 2.4.3 Kémiai reakcióval kísért abszorpció

Abszorpció folyamatok során gyakori jelenség, hogy a gázkomponensek bizonyos komponensei kémiai reakcióba lépnek a folyadékfázis adott komponenseivel.

A kémiai reakció következtében az anyagátadás sebessége csökken a diffúzió irányába. Figyelembe véve az „A” komponens egyirányú diffúzióját, elhanyagolva

a főtömeg áramlásának hatását, akkor az n-ed rendű irreverzibilis reakció anyagmérlege:

$$\frac{\partial c_A}{\partial t} = D \frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} - kc_A^n \quad (12)$$

**a) Kvázistacioner állapot**

A (12) egyenlet kvázistacioner állapotban az alábbiak szerint módosul:

$$D \frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} - kc_A^n = 0 \quad (13)$$

**Elsőrendű reakció**

a) Elsőrendű reakció esetén a (13) egyenletben szereplő  $n=1$ , így az egyenlet megoldása:

$$c_A = B_1' e^{\sqrt{(k/D)x}} + B_2' e^{-\sqrt{(k/D)x}} \quad (14)$$

Abban az esetben, amikor a folyadék fázis kezdetben oldott anyag mentes és az egyik irányba végtelen méretű, akkor a felületi koncentráció állandó és a végtelenben nulla a koncentráció értéke. Ebből adódóan az anyagátadás:

$$j_A = -D \frac{dc_A}{dx} = \sqrt{kD} c_A^* e^{-\sqrt{(k/D)x}} \quad (15)$$

A határfelületen pedig:

$$j_A = \sqrt{kD} c_A^* \quad (16)$$

**n-ed rendű reakció**

Az elsőrendű reakciónál megadott peremfeltételek mellett, és  $\frac{dc_A}{dx} = q$  bevezetésével az n-ed rendű reakció esetén a (13) összefüggés az alábbiak szerint módosul:

$$q \frac{dq}{dc_A} - \frac{k}{D} c_A^n = 0 \quad (17)$$

Amiből következik, hogy amikor  $x = \infty, c_A = 0$  és  $\frac{dc_A}{dx} = q = 0$ , akkor az anyagátadás:

$$j_A = -D \frac{dc_A}{dx} = \sqrt{\frac{2}{n+1}} \sqrt{kD} c_A^{\frac{n+1}{2}} \quad (18)$$

**b) Nem egyensúlyi állapot**

Nem egyensúlyi állapot esetén a (12) egyenlet analitikusan csak elsőrendű reakciónál oldható meg, amikor az anyagátadásra az alábbi összefüggés adódik:

$$j_A = c_A^* \sqrt{\frac{D}{k}} \left\{ \left( k + \frac{1}{2\theta} \right) \operatorname{erf}(\sqrt{k\theta}) + \sqrt{\frac{k}{\pi\theta}} e^{-k\theta} \right\} \quad (19)$$

Így a kémiai reakcióval kísért tömegátadási koefficiens a következő összefüggéssel adható meg:

$$h'_D = \frac{j_A}{c_A^*} = \sqrt{\frac{D}{k}} \left\{ \left( k + \frac{1}{2\theta} \right) \operatorname{erf}(\sqrt{k\theta}) + \sqrt{\frac{k}{\pi\theta}} e^{-k\theta} \right\} \quad (20)$$

Két speciális esetet érdemes megkülönböztetni:

- Amikor nagyon lassú a reakció, vagyis  $k \rightarrow 0$ , ekkor a (20) egyenletben szereplő tömegátadási koefficiens az alábbiak szerint módosul:

$$h'_D = 2 \sqrt{\frac{D}{\pi\theta}} \quad (21)$$

- Amikor nagyon gyors a reakció, vagyis  $\operatorname{erf}(\sqrt{k\theta}) \rightarrow 1$ ,  $k \gg (1/\theta)$ , ekkor a tömegátadási koefficiens független lesz az érintkezési időtől:

$$h'_D = \sqrt{Dk} \quad (22)$$

**2.4.4 Abszorpció sebessége**

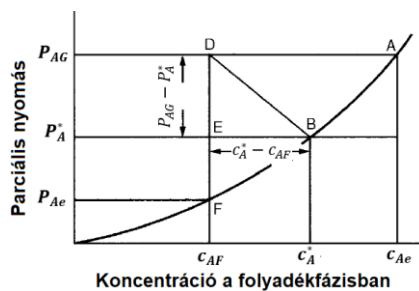
Állandó állapotban az átadás sebessége a gázfázisbeli filmen keresztül megegyezik a folyadékfázisbeli filmen keresztüli sebességgel:

$$j_A = k_G \cdot (P_{AG} - P_A^*) = k_F \cdot (c_A^* - c_{AF}) \quad (23)$$

Amiből következik:

$$\frac{k_G}{k_F} = \frac{c_A^* - c_{AF}}{P_{AG} - P_A^*} \quad (24)$$

Ezeket a körülményeket az 5. ábra szemlélteti, ahol az ABF az oldható A komponens egyensúlyi görbéje.



5. ábra: Hajtóerő a gáz- és a folyadékfázisban (Kaszatkin, 1976)

Az ábrán jelölt A pont a folyadékfázisbeli egyensúlyi koncentrációhoz tartozó  $P_{AG}$  parciális nyomást, a B pont a határfelületen a folyadékfázisban az A komponens koncentrációját és a hozzá tartozó gázfázisbeli parciális nyomást, a D pont gázfázis főtémegeire jellemző parciális nyomást és a folyadékfázis főtémegeinek átlagos koncentrációját, míg az F pont gázfázis egyensúlyi parciális nyomásához tartozó folyadékkoncentrációt adja meg. Továbbá leolvasható az ábráról is, hogy a DE pontok különbségének, valamint a BE pontok különbségének hányadosa adja meg  $k_F/k_G$  értékét, vagy másképp fogalmazva a D és a B pontot összekötő egyenesnek a meredeksége adja meg  $k_F/k_G$  értékét.

Azonban a  $k_F$  és  $k_G$  értékek meghatározása meglehetősen körülményes feladat, ugyanis a határfelületi koncentrációkat kellene megmérni. Ezért bevezetésre került az átfogó gáz- és folyadékfázis koeficiensek, melyek segítségével az átadás sebességét az egyensúlyi parciális nyomással és koncentrációval kiszámítható.

$$j_A = K_G \cdot (P_{AG} - P_{Ae}) = K_F \cdot (c_{Ae} - c_{AF}) \quad (25)$$

A gázkomponens oldhatóságának a hatása a komponens átadási tényezőkre az alábbiak szerint alakul:

- Jól oldódó komponens esetében az egyensúlyi görbe koncentráció tengelyhez kerül közelebb és az ábrán jelölt E és F pontok közel kerülnek egymáshoz. Ekkor a DE pont között jelölt hajtóerő közelítőleg meg fog egyezni a DF hajtóerővel, ami azt jelenti, hogy  $k_G$  közel megegyezik  $K_G$  értékével.
- Alig oldódó komponens esetében az egyensúlyi görbe nagyon meredek lesz, ami által az EB pont közötti hajtóerő közel azonos lesz az AD pontok közötti hajtóerővel, ami azt jelenti, hogy  $k_F$  közel megegyezik  $K_F$  értékével.

- Mérsékeltén oldódó komponens esetében mindkét filmben jelentős az ellenállás, ami által a B és a D pontot összekötő egyenes:

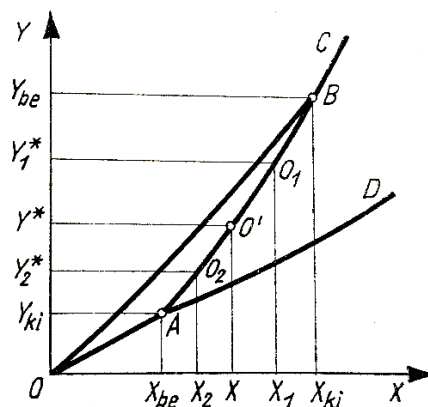
$$-\frac{k_F}{k_G} = -\frac{(P_{AG} - P_A^*)}{c_A^* - c_{AF}} \quad (26)$$

### 2.4.5 Abszorpció során felszabaduló hő

Abszorpció során gyakran, különösen, ha kémiai reakció is végbemegy, hőfelszabadulással is számolni kell. A folyamat során felszabaduló hő miatt növekszik a fázisok hőmérséklete, melynek eredményeként az egyensúlyi görbe eltolódik, ami abszorpció szempontjából hátrányos. Az egyensúly eltolódása miatt nagyobb abszorpciós oszlopra van szükség azonos tisztítási határfok eléréséhez, mint izoterm körülmények biztosítása mellett (Coulson és Richardson, 2002).

A számítások során a gázfázis hőmérsékletének emelkedése többnyire elhanyagolható, és úgy tekinthető, hogy az abszorpció következtében felszabaduló hő a folyadékfázisban okoz hőmérséklet emelkedést (Kaszatkin, 1976; Coulson és Richardson, 2002).

A 6. ábra egy  $T_{be}$  belépő hőmérsékletű folyadék egyensúlyi görbéjét ábrázolja az OD görbével, akkor a kilépő folyadékfázis hőmérsékletének megfelelő egyensúlyi görbe ennél magasabban helyezkedik el, vagyis az OC görbe mentén, és a valódi egyensúlyi görbe az AB görbével szemléltethető változó hőmérséklet esetén (Kaszatkin, 1976).



6. ábra: Egyensúlyi görbe, nem izoterm abszorpció esetén (Kaszatkin, 1976).

Az egyensúlyi görbe O' pontjához tartozó  $y^*$  gázfázisbeli összetétel, amely az  $x$  folyadékfázisbeli összetételnek felel meg, meghatározható, amennyiben ismert T

hőmérséklet. Ehhez felírható a következő hőmérleg az abszorber tetszőleges keresztmetszete fölötti szakaszra:

$$qM' = Lc(T - T_{be}) \quad (27)$$

Mivel az elnyelt gáz tömege a folyadékfázisbeli móltörtek különbségével felírható, vagyis  $M' = L(x - x_{be})$ , így a hőmérleg a következők szerint írható fel:

$$T = T_{be} + \frac{q}{c}(x - x_{be}) \quad (28)$$

## 2.5 Kamragáztisztítás

Az ammónia, a kénhidrogén és a szén-dioxid a kamragáz főbb szennyezői, de mellettük gyakran tartalmaz szén-diszulfidot, karbonil-szulfidot, szerves savakat, fenolt, piridint és egyéb szennyezőket (Kohl és Nielsen, 1997). A kamragáz lehetséges felhasználási módjainál is látszódott a szennyezőkomponensek eltávolításának a fontossága részben környezetvédelmi szempontból, részben a tovább felhasználás során a katalizátorok, adszorbensek megóvása érdekében.

### 2.5.1 Kamragáztisztító technológiák

A következőkben a kamragáz tisztítására alkalmas technológiákat ismertetem, valamint részletesen bemutatom a munkám során vizsgált gáztisztító technológiát.

Az elmúlt évtizedekben számos kamragáztisztító technológiát fejlesztettek ki és hoztak kereskedelmi forgalomba. Az elérhető legjobb technikák (BAT) alapján abszorpciós és nedves oxidációs eljárásokat alkalmaznak a kamragáz tisztítására (Pilarczyk et al., 2013).

#### *Abszorpciós eljárások*

Az európai kokszolókban leggyakrabban az ammónia-kén-ciklusos eljárást alkalmazzák, mely a  $H_2S$  és az  $NH_3$  együttes eltávolítására alkalmas (Pilarczyk et al., 2013). Ennek a technológiának a lényege, hogy első abszorberben részben regenerált mosófolyadékkal megkötik a kén-hidrogént, majd teljesen regenerált mosófolyadékkal 1 vagy 2 kolonnában elnyelezik az ammóniát. Az általam vizsgált kokszolóban is ezt az eljárást alkalmazzák, így részletesebben ezt a technológiát a 3.1 fejezetben mutatom be.

A kamragáz kéntelenítésére szolgáló abszorpciós folyamat a vákuumkarbonátos eljárás, melyhez általában kálium-karbonátot használnak. Töltetes abszorberben

ellenáramban érintkezik a gáz a kálium-karbonáttal, majd az abszorbens oldatot vákuumdesztillációval regenerálják. Ezt az eljárást néhány nyugat-európai és ázsiai koksolóüzemben alkalmazzák (Kohl és Nielsen, 1997; Pilarczyk et al., 2013).

Egy másik eljárás a VACASULF technológia, mely kálium-hidroxidot (KOH) alkalmaz abszorbensként. A KOH a kamragázban lévő szén-dioxiddal reakcióba lépve kálium-karbonátot képez, amely elnyeli a kénhidrogént. A tömény oldat vákuum alatt a deszorber oszlopban felszabadítja az abszorbeált szulfidot. Az üzemeltetési költségek csökkennek a saját hőforrás felhasználásával, amelyet közvetve a kísérő reboilerekén keresztül adnak át. A hidrogén-szulfidot a vákuumszivattyúk a Claus-kemencébe és a reaktorba szállítják égetés, reakció és elemi kén visszanyerése céljából. A regenerált káliumoldat visszakerül a mosókolonnába (Kohl és Nielsen, 1997). Ebbe a kategóriába tartozik továbbá az alkanol-aminos oldatok alkalmazásával történő abszorpciós eljárások. Gáztisztításhoz a primer, szekunder és terciér aminokat alkalmazzák a különböző gázok szelektivitásától függően. A hidroxil-csoportjukkal növelik az abszorbens vízben való oldhatóságát, emellett a gőznyomást is csökkentik. Az amino-csoport magas pH értéket biztosít, mely a savas komponensek megkötését segíti elő. A legelterjedtebben a monoetanol-amin (MEA), a dietanol-amin (DEA), a metil-dietanol-amin (MDEA), a trietanol-amin (TEA), a diizopropanol-amin (DIPA), a diglikol-amin (DGA) és az aminometil-propanol (AMP) vizes oldatokat alkalmazzák. Az AMP, a MDA, illetve a MDEA nagy szelektivitást mutat a kénhidrogénre a szén-dioxiddal szemben, ugyanis molekulaszervezetükből adódóan a stabil karbonát képződése sztérikusan gátolt. Kamragáz esetében a főleg az MDEA alkalmazását vizsgálják, mert kevésbé korrozív, nagy kapacitású és meglehetősen stabil (Kohl és Nielsen, 1997; Park et. al, 2022).

Amennyiben a kamragázból elsősorban az ammónia kinyerése a cél, akkor a vízzel történő mosási eljárást alkalmazzák. Ez az egyik legegyszerűbb és leggyakrabban alkalmazott módszer az ammónia eltávolítására. A képződött tömény ammóniaoldatot, amelynek tipikus koncentrációja 5 g/l és 8 g/l között van, ezután egy desztillációs oszlopba vezetik, ahol az ammóniát gőzzel eltávolítják a vizes folyadékából és további kezelésre továbbítják. Mivel az ammónia vízben való oldódásán kívül más kémiai reakció nem játszódik le, a vízzel történő mosási

folyamat hőmérsékletfüggő, és alacsony kamragáz hőmérsékleten (20-30 °C) a leghatékonyabb. Továbbá a kamragázból az ammónia eltávolítására alkalmazzák még az ammónium-szulfát és a Phosam eljárásokat. Előbbi esetében a kamragázt kénsavoldattal érintkeztetik abszorberbe bepermetezve vagy szaturátorban kénsavoldaton keresztül buborékoltatják. A kénsav reagál a gázban lévő ammóniával és ammónium-szulfátot képez, melyet kikristályosítással eltávolítanak. Nagy hátránya ennek az eljárásnak, hogy a szükséges kénsav drágább, mint a termékként keletkező ammónium-szulfát. A Phosam eljárásnál az ammóniát szelektíven, monoammónium-foszfát oldatával nyeletik el. Az elnyelt ammóniát gőzzel történő sztrippeléssel nyerik ki. Az eljárás során értékes, vízmentes ammónia keletkezik, ami miatt ez az eljárás gazdaságilag sokkal kedvezőbb, mint az ammónium-szulfát eljárás (Kohl és Nielsen, 1997).

### *Nedves oxidációs eljárások*

A nedves oxidációs eljárások közé tartoznak a Perox és a Takahax eljárások, melyek a szerves kinonoldatok folyékony redox-potenciálját használják ki. Ezekben az eljárásokban a hidrogén-szulfidot oxidált állapotban lévő kinont tartalmazó vizes oldatba abszorbeálják. Az elnyelt hidrogén-szulfidot ezután a kinon elemi kénné oxidálja, amely a reakció során hidrokinonná redukálódik. A hidrokinon levegővel érintkezve, külön lépésben újra kinonná oxidálódik. A Stretford és a Hiperion eljárások a kinonvegyületek és fémsók, általában vanádium kombinációja, mely oxigénhordozóként van jelen. A Stretford eljárás a hetvenes években és a nyolcvanas évek elején a legdominánsabb folyékony redoxi H<sub>2</sub>S-eltávolítási technológiává vált. Az Unisulf és a Sulfolin eljárásokra jellemző a vanádiumsók használata a kinonoktól eltérő szerves adalékanyagokkal együtt. Ezeket a folyamatokat úgy tervezték, hogy minimalizálják vagy kiküszöböljék az elhasznált oldat tisztításának szükségességét. Ezek lényegében a Stretford-eljárás módosításai, amelyekben a tioszulfát-sók képződését a hidrogén-peroxid keletkezése által okozott mellékreakciók kiküszöbölésével csökkentik.

Az elmúlt években több kísérleti eljárást is dolgoztak ki, azzal a céllal, hogy még hatékonyabb és lényegesen gazdaságosabb legyen a kamragáz tisztítása. Jiao és munkatársai (2018) egy rövid gáz-folyadék tartózkodási idővel és nagy tömegátadási hatékonysággal rendelkező forgó töltött ágyat (Rotating Packed Bed,

RPB) használnak a H<sub>2</sub>S szelektív abszorpciójára vizes Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> oldattal, dinukleáris kobalt-ftalocianin-szulfonát (PDS) katalizátorral. Ennek a technológiának az előnye a kiváló kéntelenítési szelektivitás és hatékonyság, az alacsony folyadék-gáz arány, és alacsony Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> felhasználás. Tian és munkatársai (2020) a H<sub>2</sub>S eltávolítás hatékonyságának növelése érdekében egy új aktivátort (tetrametil-ammónium-arginin, [N1111][Arg]) használtak, amelyet MDEA vizes oldatához keverték a H<sub>2</sub>S abszorpciójához. Eredményeik azt mutatták, hogy a javasolt abszorbens jó ipari alkalmazási potenciállal rendelkezik a kamragáz kéntelenítésében, mivel a H<sub>2</sub>S 100%-os eltávolítását érték el a mindössze 4 szitatányéros kolonnában, magas koncentráció mellett (víztartalom < 45%), ami jelentősen csökkentheti az energiafelhasználást.

### **2.6 Folyamatszimulátorok**

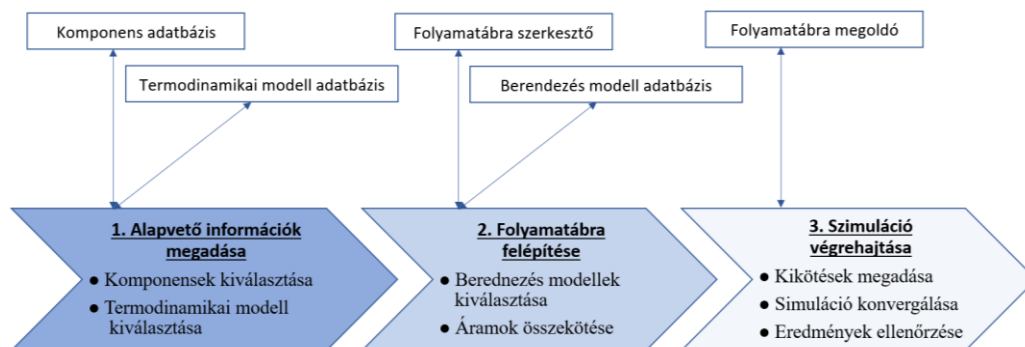
Az elmúlt évtizedek során a vegyiparban egyre szélesebb körben alkalmaznak folyamatszimulátorokat, sokoldalú felhasználásuknak köszönhetően. A vegyipari folyamat szimulátorok célja, hogy a lejátszódó kémiai- vagy fizikai átalakulások folyamatát olyan matematikai modellek segítségével reprezentálják, amelyek magukba foglalják a fázisegyensúlyhoz kapcsolódó tömeg- és energiamérlegek, valamint a transzport és reakció kinetikai egyenleteket. A folyamat szimulátorokban alkalmazott matematikai modellek lineáris, nem-lineáris és differenciál algebrai egyenleteket tartalmaznak, melyek leírják a berendezéseket és a bennük lejátszódó folyamatok műveleteit, fizikai-kémiai tulajdonságait, a kölcsönös kapcsolatokat és azok specifikációit. Ezeket a kapcsolatokat a vegyipari folyamatok nyelvét jelentő, folyamatábrák összesítik (Chaves et al. 2016).

A mérnöki gyakorlatban számos matematikai modell honosodott meg az elmúlt évtizedekben. A modell típus kiválasztása függ az elvégzendő feladattól és a rendelkezésre álló információktól. Példaként említhető meg az a priori és az a posteriori modellek közötti különbséget. Előbbi megalkotásához a valós objektumot pontosan ismerni kell, valamint nagy mennyiségű információ szükséges felépítésükhöz. Ezzel szemben az a posteriori modellek a valós objektumot nem tükrözik le, a bemenet kimenet közötti összefüggések feltételezéseken alapulnak. A tervezési feladatokhoz elsősorban az a priori

modelleket alkalmaznak, míg az objektumok irányításában az a posteriori modellek kapnak nagyobb hangsúlyt (Buso és Giomo, 2011).

A folyamat szimulátorok értékes eszközt jelenthetnek már egy üzem vagy egy gyártási részfolyamat tervezési fázisában, de meglévő létesítmények esetén is. Lehetővé teszik a különböző alternatív megoldások összehasonlítását, valamint a szimulációs eredmények következtében szükséges módosítások olcsóbban végrehajthatóak a tervezés korai szakaszában. Felhasználhatóak a már meglévő technológiáknál az optimális üzemmód megtalálására, a kezelőszemélyzet betanítására, tovább képzésére. A folyamat szimulátorok jól alkalmazhatók a lejátszódó folyamatok viselkedésének tanulmányozására és olyan vizsgálatok elvégzésére, melyek a valós üzemek esetében nem kivitelezhetők, s így előre jelezhetőek a hibák, illetve a működési jellemzők (SimulateLive, 2024).

Manapság számítógépes programok széles köre alkalmaz folyamat szimulátorokat, melyek alkalmasak a folyamatok dinamikus viselkedésének vizsgálatára, a rendszer szabályozására, valamint az üzemeltetéssel járó zavarásokra adott válaszok megfigyelésére. Elérhetőek olyan szoftverek, melyek a berendezések méretezéseiben, költségbecslésekben, tulajdonságok becsléseiben és vizsgálataiban, üzemeltethetőségi analízisekben, folyamat optimalizálásokban és energetikai elemzésekben nyújtanak nagy segítséget a felhasználók számára. A kereskedelemben és a tudományos területeken a legelterjedtebben alkalmazott folyamat szimulációs szoftverek a következők: AspenONE Engineering, SimSciPRO/II, ChemCAD, UniSim Design, DESIGN II for Windows, SuperPro Designer, gPROMS. A 7. ábra a szimulációs szoftverek alapvető felépítését, valamint a szimulációs feladat végrehajtásának egymást követő lépéseit mutatja be. Ezek a szoftverek mindegyike tartalmaz komponens adatbázist, termodinamikai modell adatbázist, folyamatábra szerkesztőt, berendezés modell adatbázist és folyamatábra megoldót, azonban vannak olyan elemek, mint például a pénzügyi elemző eszközök, amik szoftver függőek (Chaves et al., 2016; Lyman, 2024).



7. ábra: Kereskedelmi szimulációs szoftverek alapvető felépítése (készült Foo és Elyas, (2017) munkája alapján)

### 2.6.1 Folyamatszimulátorok alkalmazása kamragáztisztításhoz

Az általam vizsgált kocszoló üzem több mint 65 éves, emiatt az egyre szigorodó környezetvédelmi előírásoknak egyre nehezebben tud megfelelni, valamint az egyre növekvő energiaköltségek miatt különösen fontos feladat az energiahatékony üzemeltetés. A hatékonyabb, korszerűbb kamragáztisztító technológia kialakítása a vállalat gazdasági helyzete, valamint a folyamatos üzemeltetés mellett és az üzem telephelyén lévő szabad területek hiánya miatt szinte kivitelezhetetlen feladat. Ezért a megoldás nem a technológia folyamatának és berendezéseinek korszerűsítése, hanem a folyamat optimalizálása és megfelelő irányítása, valamint a hozzáértő kezelőszemélyzet képzése lehet. A folyamatszimulátorok jelentősen segíthetik e lehetséges megoldás megvalósítását, ezért a következőkben a kamragáztisztításhoz kapcsolódó folyamatszimulátorok bemutatását tárgyaló szakirodalmakat ismertetem (Komulainen et al., 2012).

Mayer és társai (1999) a kamragáztisztítás leírására kidolgoztak egy a kétfilm-elméleten alapuló, rigorózus dinamikus kétfázisú modellt, mely figyelembe veszi a diffúziós kölcsönhatásokat, a kémiai reakciók anyagátadásra gyakorolt hatását, a nem-ideális termodinamikai viszonyokat, valamint a strukturált töltet és a folyadékkelosztók hatását a folyamat hidrodinamikájára. Állandósult állapotú és dinamikus kísérleteket végeztek egy folyamatirányító rendszerrel felszerelt kísérleti méretű gázmosóberendezésben a létrehozott modell validálásához és a szükséges paraméterek meghatározásához.

Thiele és társai (2004)  $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{-H}_2\text{S-NaOH-H}_2\text{O}$  rendszer kémiai abszorpcióját vizsgálták és szimulálták. Tanulmányuk nem csak a kamragáztisztításhoz fontos,

de egyes finomítói eljárásokban (pl.: kéntelenítés, hidrokrakkolás) is releváns, ugyanis a savasan viselkedő komponensek ( $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$ ) lúgos, vizes oldatban történő kémiai abszorpciója töltött oszlopokban az egyik legszélesebb körben alkalmazott művelet a gáztisztítás területén. A rendszert egy nem-egyensúlyi hő- és anyagátviteli modellel írták le, amelyet kísérleti vizsgálatokkal validáltak. A kidolgozott modell könnyen kiterjeszthető más reaktív komponensekre, például monoetanolaminra (MEA) vagy metil-dietanolaminra (MDEA). A  $\text{H}_2\text{S}$  szelektív eltávolítása szempontjából, a gázáramban lévő  $\text{CO}_2$ -hoz viszonyítva meghatároztak egy optimális pH-tartományt, mely alapján a legkedvezőbb érték 9,5 és 11 között van.

Szintén Thiele és munkatársai (2007) egy sebességalapú modellt dolgoztak ki egy kamragáztisztító technológiához és vizsgálták a szennyeződések többkomponensű anyagátadását vizes kálium-hidroxid és kálium-karbonát oldatokban. Modelljüket egy kísérleti üzemből származó adatokkal és a VACASULF-folyamat ipari méréseiből származó üzemi adatokkal validálták. Ezenkívül az ipari folyamatot evolúciós algoritmusok segítségével szisztematikusan optimalizálták, aminek eredményeképpen az üzemeltetési költségek 30%-kal csökkentek, miközben továbbra is betartották a gázkibocsátási koncentrációra vonatkozó előírásokat.

Carneiro és társai (2020) a kamragázból a  $\text{H}_2\text{S}$  nagyobb mértékű eltávolítása érdekében egy modellt dolgoztak ki Aspen Plus szoftver segítségével. A kifejlesztett modellt egy ipari kokszolóüzem adatai alapján validálták és a modell hibája a legfontosabb változók esetében 6%-nál kisebb volt. A modell két abszorberből épül fel, és 3 különböző konfigurációt vizsgáltak meg. Az első esetben az ammóniás mosófolyadékot a második abszorber 1. és 3. fokozatára, míg a második esetben az első kolonna és a második kolonna 1-1 fokozatára táplálták be. A vizsgált két esetben nem érték el jelentős javulást a  $\text{H}_2\text{S}$  eltávolítása szempontjából, ezért megvizsgáltak egy olyan konfigurációt is, amikor az első kolonnába kötött ammóniában gazdag mosófolyadékot is bevezettek. Ennek eredményeként a  $\text{H}_2\text{S}$  elnyelése 5%-kal javult, ami azért is kedvező, mert így a kokszyártáshoz magasabb kéntartalmú szenek is felhasználhatók.

Park és munkatársai (2021) három kamragáztisztító technológiát hasonlítottak össze: Ammónia abszorpció, MDEA folyamat és Fumaks nedves oxidáció. A technológiákat Aspen Plus szoftverben készítették el, majd 4 kategória ( $H_2S$  eltávolítási hatékonyság, műszaki-gazdasági költségek, kamragáz energiapotenciálja és környezetbiztonság) szerint hasonlították össze. Megállapították, hogy a nedves oxidációs eljárásnak a legjobb a  $H_2S$  eltávolítási hatásfoka, míg az  $NH_3$  abszorpció folyamaté a legrosszabb. Azonban költségek szempontjából a legkedvezőbb az  $NH_3$  abszorpció folyamat, míg a legdrágább a nedves oxidációs folyamat. Továbbá Park és munkatársai (2022) különböző konfigurációjú MDEA technológiákat is vizsgáltak Aspen Plus segítségével. A hagyományos MDEA folyamatot egy magasnyomású expanziós tartállyal, illetve egy alacsony és egy magasnyomású tartállyal egészítették ki. A két expanziós tartállyal kiegészített technológiával érték el a legnagyobb kinyerési hatásfokot, azonban ennek volt a legnagyobb beruházási költsége.

Pan és munkatársai (2023) egy ipari kamragáztisztító technológia abszorber és sztrippelő kolonnáinak a modelljét készítették el Aspen Plus szoftver segítségével. Az általuk vizsgált technológiában a  $H_2S$  és az  $NH_3$  eltávolítás a kamragázból egy kolonnában valósul meg, míg a regenerálás egy savtalanító, egy  $NH_3$  sztrippelő és egy flash kolonnából áll. Munkájukhoz 3 évnyi ipari adat állt rendelkezésre, ami alapján határozták meg a normál üzemeltetési tartományokat. A mosófolyadékok áramlási sebességének a tisztítás hatékonyságra gyakorolt hatását vizsgálták érzékenységi elemzéssel. Megállapították, hogy az ún. erős ammóniásvíz áramlási sebességének növelése javítja a hidrogén-szulfid eltávolítási hatékonyságát. Az ún. gyenge ammóniásvíz áramlási sebességének növelése mind a hidrogén-szulfid, mind az ammónia eltávolításának kedvez. A folyamat során keletkező szennyvíz pH-ja azonban szintén megnő, ami kedvezőtlenül befolyásolja a szennyvíztisztítási folyamatot. Több nátrium-hidroxid oldat használatával szintén javítható a tisztítás hatékonysága, de a szennyvíz pH-jára gyakorolt hatása jelentős.

Fang és munkatársai (2024) a kamragázból történő  $H_2S$  és  $NH_3$  eltávolítására egy többszakaszból álló kolonna folyamatmodelljét építették fel, valós üzemi működési adatok alapján. Majd a kamragáz, mosófolyadékok és a koncentrált NaOH oldat áramlási sebességének hatásait vizsgálták. Kimutatták, hogy a  $H_2S$

eltávolításának hatékonysága érzékeny a kamragáz bemeneti áramlási sebességére, és hogy az alacsony ammóniatartalmú folyadék áramlási sebességét befolyásoló változóként kell alkalmazni a kimeneti gáz összetételének szabályozására. Továbbá a koncentrált NaOH-oldat áramlási sebességének meg kell haladnia egy adott küszöbértéket, különben a gázból elnyelődő CO<sub>2</sub> semlegesíti a mosófolyadékot.

A 2. táblázatban összehasonlítottam az előzőekben bemutatott szakirodalmakat, amelyekben Aspen Plus szoftvert alkalmaztak. Ezek alapján a munkám során össze fogom hasonlítani az egyensúlyi illetve a sebességalapú modelleket, valamint emellett megvizsgálom a lejátszódó reakciók kinetikájának a hatását is.

2. táblázat: Aspen Plus szoftvert alkalmazó szakirodalmak összehasonlítása

Forrás	Főbb jellemzők
Carneiro és társai (2020)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 7 db egyensúlyi reakciót vettek figyelembe figyelmen kívül hagyták: <math>NH_3 + HCO_3^- \leftrightarrow NH_2COO^- + H_2O</math></li> <li>• Sebességalapú modellt alkalmaztak</li> <li>• A folyadék fázisbeli filmet 6 szegmensre diszkrétizálták</li> </ul>
Park és munkatársai (2021)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Egyensúlyi és kinetikus reakciókat is figyelembe vettek</li> </ul>
Park és munkatársai (2022)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sebességalapú modellt alkalmaztak</li> </ul>
Pan és munkatársai (2023)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Egyensúlyi és kinetikus reakciókat is figyelembe vettek</li> <li>• A reakciókra vonatkozó beépített paraméterek egy részét módosították az ipari adatokhoz való jobb illeszkedés miatt</li> </ul>
Fang és munkatársai (2024)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Egyensúlyi modellt alkalmaztak</li> <li>• Egyensúlyi konstansokat az Aspen adatbázisból alkalmazták</li> <li>• Modell validáláshoz a Murphree hatékonyságot módosították</li> </ul>

## 2.7 Tréning szimulátorok

A technológiafejlesztés eszközei lehetnek az adott technológiához leképzett folyamatszimulátorok, valamint az ezekre épülő operátor tréning szimulátorok. Segítségükkel különböző üzemeltetési módok, stratégiák alakíthatóak ki, változó

körülmények esetén is letesztelhető a technológia megfelelősége, a folyamatok biztonsága fokozható, stabilabb irányítási megoldások dolgozhatóak ki, jobban megismerhető a technológia és a mérnökök, valamint az operátorok felkészültsége és azok reakció ideje egyaránt javítható.

Az elmúlt két évtizedben a dinamikus szimulációk az operátor képzések eszközeivé váltak. A tréning szimulátorok alkalmazásának exponenciális növekedését, főként a technológiai fejlődése és a számítógépek kapacitásának fejlődése idézte elő. Továbbá népszerűségüket fokozza, hogy a leghatékonyabb mód a tudás elsajátítására, elmélyítésére a cselekvés útján történő tanulás. A tréning szimulátorok segítségével a vezetőség felkészítheti a munkavállalókat a ritka és veszélyes folyamatokra, gyakoroltathatja a normál üzemmeneti rutint, tesztelheti az irányítási rendszert, és ami a legfontosabb, biztonságosabb üzemmenetet hozhat létre.

A szimulátorok létrehozásának gondolata már a 20. század elejére megfogalmazódott a repülésnek köszönhetően, amikor még a szimulációk magukba foglalták a tényleges használati eszközök replika modelljeit. A II. világháború alatt a pilótáknak meg kellett tanulniuk, hogyan kell repülniük gyorsan változó környezetben és nagyobb sebességgel. A háború után a szimulátorokat bevezették a civil repüléshez. Majd az 1970-es években kezdtek el megjelenni a számítógéppel generált szimulátorok, melyek az idő előrehaladtával fokozatosan javultak és egyre pontosabban leképezték a valóságot. Ma már számos iparágban alkalmaznak tréning szimulátorokat. A nukleáris erőművekben a képzési programok fő elemét képzik a tréning szimulátorok, ugyanis szakértők véleménye alapján a történelem során bekövetkezett erőművi balesetek döntő többségét a humán faktor okozta (Cameron et al., 2002; Jayanthi et al., 2008).

Az évtizedek során bebizonyosodott a tréning szimulátorok szüksége, azonban megalkotásuk nem könnyű feladat. Reprezentálniuk kell a valós üzemet, az elkészített folyamatmodellnek ugyanúgy kell viselkednie, mint a valós üzemnek. A dinamikus reakciója a tréning szimulátornak nem különbözhet jelentősen a valós üzemétől, ebből kifolyólag a szimulátornak a valós időben kell futnia (Cameron et al., 2002).

### 2.7.1 Tréning szimulátorok csoportosítása

A tréning szimulátorokat az alkalmazásuk típusa és a technológiája szerint lehet csoportba sorolni (Cameron et al., 2002).

Alkalmazás szerint három csoportra oszthatóak:

- Operátor tréning

A legelterjedtebben alkalmazott és legátfogóbb csoportot képzik a tréning szimulátorok között. Ezeket főleg abból a célból alkotják meg, hogy technológiai folyamatokat irányító, kezelő operátorokat képezzék ki. Ezek a szimulátorok lemásolják az üzemek irányító rendszerét. Ezek a rendszerek viszonylag drágák, mivel megkövetelik, hogy az operátor pontosan ugyan olyan HMI-vel legyen kapcsolatban, mint amilyen a valódi üzem irányító rendszere.

- Folyamat tréning

A folyamat tréning szimulátorokat főleg az üzemeltetőknek, a mérnököknek és a karbantartó személyzetnek a képzését célozzák meg. Ezek a rendszerek az üzemek kulcsfontosságú folyamatainak a bemutatására, ismertetésére alkalmasak. Ezek olcsóbb szimulátorok, ugyanis kevésbé részletesek, mint az operátor tréning szimulátorok.

- Tanító tréningek

A tanító tréning szimulátorok csoportjába azok a dinamikus szimulátorok tartoznak, amelyek nem technológia specifikusak. Ezek jól alkalmazhatóak hallgatók oktatásában. Például egy szabályozó hangolásról szóló kurzuson az elméleti anyag elsajátítását segíthetik és gyakorlati tapasztalatot szerezhetnek a diákok (Cameron et al., 2002).

Az operátorok a technológiával egy irányító DCS vagy SCADA rendszeren keresztül „kommunikálnak” a munkakörükhöz tartozó folyamatokkal. Ahhoz hogy el tudják sajátítani a DCS vagy a SCADA ember-gép felületének működését, megfelelő oktatásra van szükségük. Ez azt jelenti, hogy a szimulátornak ugyanazt a „megjelenést és érzetet” kell biztosítani, mint az irányító rendszer HMI-je. Ezek a hasonlóságok a következő három rendszer csoportba oszthatók, lényegében ezt nevezhetjük a tréning szimulátorok technológia szerinti csoportosításának:

## Irodalmi áttekintés

- Stimulált rendszerek

A szimulátor csak a folyamat viselkedését implementálja és az irányító rendszer fizikai másolatával kommunikál. A folyamatszimulátor biztosítja a vezérlő rendszer digitális és analóg bemeneteinek értékeit (berendezés állapota, mérések). A vezérlő rendszer viszont biztosítja a szimulátor számára a digitális és analóg kimenet értékeket.

- Emulált rendszerek

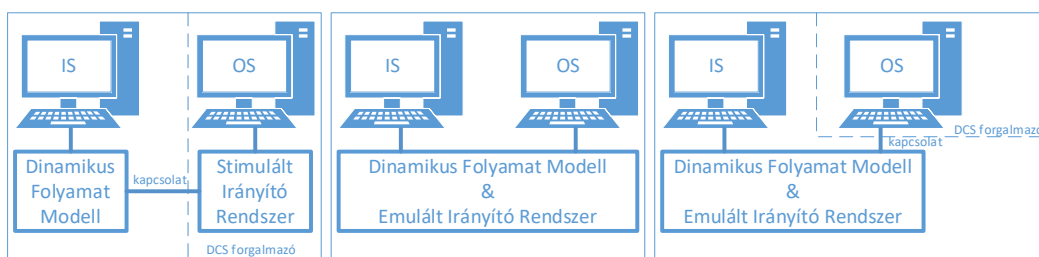
A vezérlő rendszer hardverének másolata drága lehet, ezért is kerültek előtérbe az emulált rendszerek. A szimulátor segítségével vagy a DCS operátor állomások vagy a SCADA/PLC irányító rendszerének a SCADA részének fizikai másolatával valósítható meg a kommunikáció.

- Kvázi-stimulált rendszerek

A szimulátor a vezérlő rendszer szoftverének és felületének másolatával kommunikálhat.

Amennyiben egy irányítórendszert nehéz emulálni, akkor megoldható, hogy a folyamat modellje és irányítórendszere szolgáltat adatokat a tényleges irányítórendszer felhasználói felületének másolatáról (Cameron et al., 2002).

A három féle rendszer egyszerűsített felépítését mutatja a 8. ábra.



8. ábra: Stimulált rendszer, Emulált rendszer és Kvázi-stimulált rendszer (készült Cameron et al., (2002) munkája alapján)

### 2.7.2 Operátor tréning szimulátorok alkalmazása

A szakirodalomban kifejezetten kokszyártáshoz vagy a vas- és acéliparhoz kapcsolódóan nem találtam publikációkat operátor tréning szimulátorokról, ezért néhány vegyipari példát mutatok be röviden.

Puskás és munkatársai (2018) egy átlagos kapacitású izopropil-alkohol előállító üzem emulált operátor tréning szimulátorát alkották meg. Az üzem stacioner

szimulátorát Honeywell UniSim® Design programcsomaggal hozták létre. A rendelkezésükre álló kevés üzemi adat miatt, a stacioner szimulátorral kapott adatok segítségével képezték le a dinamikus szimulátort, mely az előmelegítő, a reakciós alrendszereket és az irányító rendszert tartalmazta. Végül leképezték az operátori képernyőt, amit UniSim Excel Interface Tool segítségével összekötöttek a szimulátorral. Az általuk leképzett OTS jól alkalmazható a folyamat elemzésére és optimalizálására, valamint felhasználható vegyészmérnök hallgatók számára, s így a diákok megfelelő ismereteket szerezhetnek egy üzem irányításáról, optimális működtetéséről és az üzemzavarok kezeléséről.

Sangaran és társai (2017) munkájuk során megvizsgálták, hogy egy etilén üzemben milyen hatással volt az operátor tréning szimulátor bevezetése. A reaktor üzemzavarának elhárítása több évtizedes gyakorlattal rendelkező személyzet 1,5 nap alatt hárította el a problémát, míg az őket követő személyzet három évvel később csaknem 3 nap alatt tudta megoldani a feladatot. Az üzem az új személyzet tanítására bevezetett egy tréning szimulátort, mely segítségével 1 évvel később a korábbihoz hasonló üzemzavart 1 nap alatt elhárították.

Ahmad és munkatársai (2016) egy operátor tréning szimulátort fejlesztettek ki homogén katalizált, kétlépéses biodízel előállításához hulladék étolajból (waste cooking oil, WCO). Munkájuk során a folyamat biztonságos és hatékony üzemeltetésének a biztosítását kívánták elérni azáltal, hogy az általuk kifejlesztett OTS-t számos rendellenes forgatókönyv szempontjából megvizsgálták. Tanulmányukban bemutatják az Aspen Plus Dynamics és az Aspen OTS Framework programokat a biodízel folyamatához történő operátor tréning szimulátor megalkotásához. Különböző szituációkat generáltak (mint például üzem indulás, berendezés meghibásodás, tüzeset), melyek során a kezelőszemélyzet által végrehajtott tevékenységekre realisztikusan tudott reagálni a szimulátor és megfelelő beavatkozását követően visszaállt az eredeti állapotába. A kifejlesztett OTS számos fontos tulajdonsággal rendelkezik, mint például a modell futtatási ideje csökkenthető/növelhető, nagy pontosságú modell és a DCS-rendszerhez való csatlakoztathatóság. A moduláris felépítéséből eredően minimális erőfeszítéssel adaptálhatóak más üzemi konfigurációk/kapacitások. Így hatékony új eszközként

szolgálhat a biodízel-folyamat hatékonyságának a javításában a jobb üzemeltetői képességek eredményeként.

### **2.8 Életciklus elemzés**

Bár a koksztól elválaszthatatlan alapanyaga a vas- és acéliparnak, azonban nem lehet figyelmen kívül hagyni, hogy a gyártási folyamat rendkívül energiaigényes, valamint környezetterhelése is jelentős, ugyanis számos szennyezőanyag kerülhet a levegőbe, a vízbe és a talajba. Ezen túlmenően a melléktermék tisztítási folyamata további energiát és segédanyagokat igényel, ami jelentős közvetett kibocsátást eredményez. Egy átfogó életciklus elemzés segíthet megérteni és azonosítani a környezeti problémákat és a technológiai fejlesztési lehetőségeket a kokszyártás és a kamragáz-tisztítás területén.

Az életciklus elemzés tanulmányozza a termékekkel kapcsolatos környezeti tényezőket és potenciális hatásokat, a nyersanyag beszerzéstől a gyártáson és a felhasználáson át a végső ártalmatlanításon keresztül. Olyan módszer, mely részben leltárt készít a termékkel kapcsolatos folyamatok rendszerének be- és kimeneteleiről, kiértékeli a hozzájuk kapcsolódó potenciális környezeti hatásokat, valamint értelmezi a leltári elemzésnek és a hatásértékelés fázisainak eredményeit a tanulmány céljának figyelembevételével (ISO, 2006a; ISO 2006b).

Az életciklus elemzés az alábbiakban segíthet:

- a termék teljes élettartama alatti környezeti tényezőkkel kapcsolatos lehetőségek feltárásában,
- ipari területen, valamint kormányzati és nem kormányzati szervezetekben a döntéshozatalban,
- a környezeti teljesítés megfelelő jellemzőinek kiválasztásában,
- marketingmunkában, termékre vonatkozó környezeti nyilatkozatok megfogalmazásában.

Az életciklus elemzés a különböző alkalmazási területektől függően az alábbi három részletességi szintre osztható:

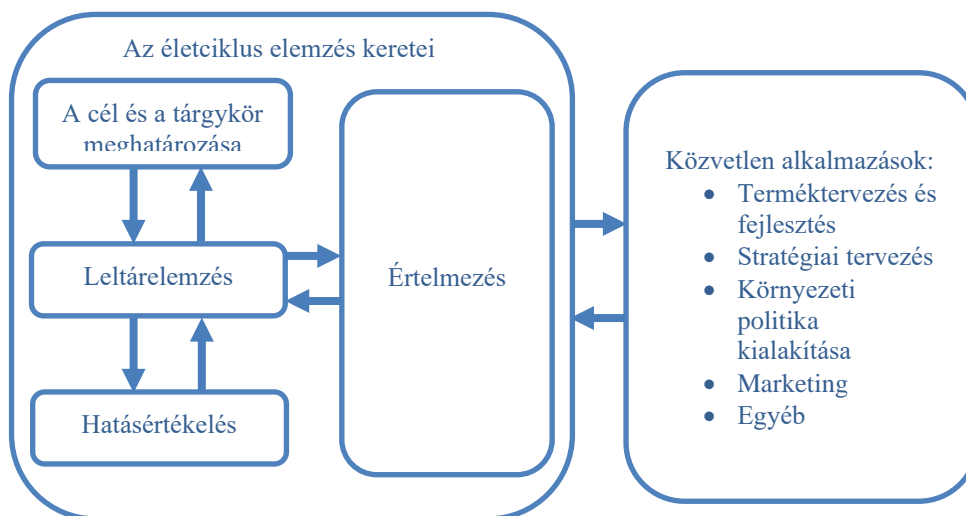
- *Fogalmi életciklus elemzési szint* az életciklus elemzések legegyszerűbb módja, mely során a környezeti hatások becslése egy korlátozott, és csak minőségi lista alapján történik. Ez az értékelési szint kizárólag

alapkérdésekre ad választ, egy új termék előnyeinek-hátrányainak bemutatására alkalmas.

- *Egyszerűsített életciklus elemzési szint* alkalmazása során a felhasznált adatok az életciklus egészét átfogják, de általánosak és gyakran standard modelleket használ fel. Az egyszerűsített becslések csak a legfontosabb környezeti aspektusokat veszi figyelembe vagy az előforduló környezeti hatásokra, illetve az életcikluson belül egy-egy technológiai lépésre koncentrálnak. Célja, hogy a részletes elemzéshez képest kevesebb idő és anyagi ráfordítással, hasonló eredményeket érjen el.
- *Részletes életciklus elemzési szint* a legteljesebb, mely az életciklus minden lépésére kiterjedő elemzési módszer. Hátránya, hogy meglehetősen költség- és időigényes, ezért ritkán alkalmazzák.

Az életciklus elemzés a következő szakaszból épül fel, melyeket a 9. ábra szemléltet:

- A vizsgálat céljának és a tárgykörének, rendszerhatárának a meghatározásából
- A vizsgált rendszer be- és kimeneteinek leltárba vételéből (Life cycle inventory, LCI)
- A be- és kilépő anyag- és energiaáramok környezeti hatásának értékeléséből (Life cycle impact assessment, LCIA)
- A leltár és a hatásértékelési szakaszok eredményeinek értelmezéséből, dokumentálásából.



9. ábra: Életciklus elemzés szakaszai (ISO, 2006a; ISO 2006b)

Előnyei miatt az életciklus elemzést széles körben alkalmazzák a különböző iparágak értékelésében, például az építőiparban (Essaghouri et al. 2023; Zhang et al. 2019), az élelmiszeriparban (Takacs és Borrion 2020; Cai et al. 2022), a vegyiparban (Aldaco et al. 2019; Khoo et al. 2018) vagy a vas- és acéliparban (Leão et al. 2023; Olmez et al. 2016; Moziraji et al. 2023). Az elmúlt években egyre több tanulmány jelent meg kokszolóüzemek és a kamragáz felhasználásának környezeti hatásával és életciklus elemzésével kapcsolatban, melyeket a következő alfejezetben röviden összegzek.

### 2.8.1 Kokszyártáshoz kapcsolódó életciklus elemzések

Az életciklus elemzéssel foglalkozó szakirodalmak közül a kokszyártáshoz köthetőek főként kokszyártási technológiák valamint a kamragáz további felhasználására alkalmazható eljárások összehasonlítását célozza meg.

Az alábbi két tanulmányban a kokszyártási technológiák életciklus elemzésével foglalkoznak. Li és munkatársai (2020) a kokszyártás átfogó, „*cradle to gate*” („bölcsőtől a kapuig”) életciklus elemzést készítettek el a felosztásos módszert alkalmazva, ezáltal azonosítani tudták az egyes alfolyamatok hozzájárulását külön-külön. Az eredményeik azt mutatták, hogy a kamragáz tisztítási folyamat a kokszyártási folyamathoz hasonló vagy annál jelentősebb mértékben járult hozzá a kokszyártás teljes életciklusának levegőbe történő kibocsátásához. A kamragáz tisztítási folyamatban az ammónia kinyerése és a kamragáz hűtés egységei voltak a domináns kibocsátók, amik elsősorban az egyes egységek gőz- és villamosenergia-fogyasztásának tudható be. Megállapították, hogy fizikai és gazdasági allokációs módszerekkel összehasonlítva a felosztásos módszer használata a kokszyártás valamennyi termékére vonatkozóan célszerűbb és pontosabb. Liu és Yuan (2016) „*cradle to gate*” életciklus elemzést készítettek annak érdekében, hogy a kokszyártás Kínára specifikus életciklus leltárát megalkossák, valamint alternatív kokszyártási technológiákat hasonlítottak össze. A leltárhoz elsősorban kínai független kokszolóüzemek által biztosított adatokat használtak fel. Bemutatták, hogy a száraz kokszyártás esetén 15%-os csökkenés érhető el a vizsgált hatáskategóriákban a nedves kokszyártáshoz képest.

Tanulmányuk LCI-t biztosítanak a kínai kokszyártáshoz, ezáltal javítja az acél- és vasiparhoz kapcsolódó életciklus elemzéseket.

A következőkben néhány kamragáz felhasználással foglalkozó tanulmányt ismertetek röviden. Li és munkatársai (2018) „cradle to gate” életciklus elemzést készítettek annak érdekében, hogy a kamragázból történő metanolgyártás környezeti hatásait megvizsgálják, és összehasonlítsák két másik gyártási eljárással. Megállapították, hogy a vizsgált hatáskategóriákban a legnagyobb környezeti terheléssel a szén-alapú metanolgyártás jár, melyet a kamragáz-alapú követi, míg a földgáz-alapú eljárásé a legkisebb. Továbbá azt a következtetést is megállapították, hogy a kamragáz-alapú technológia jár legalacsonyabb előállítási költséggel. Chen és munkatársai (2019) egy hasonló életciklus elemzést készítettek a háromféle metanolgyártási eljárás összehasonlítása érdekében, mely során megállapították, hogy a szén-alapú eljárásnak lényegesen jelentősebb integrált hatása van, 2,0-3,4-szerese a másik két eljárásénak.

García és munkatársai (2019) életciklus elemzést alkalmaztak, egy integrált vas- és acélmű hulladékgázokkal (kamragáz és Linz-Donawitz konvertergáz) történő kapcsolt energiatermelési folyamatának vizsgálatára. Öt különböző forgatókönyvet vizsgáltak, a kapcsolt energiatermelési folyamatban elégetett hulladékgázok és földgáz mennyiségét változtatva. Megállapították, hogy fontos a földgázfogyasztás minimalizálása, valamint hogy a hulladékgázok CO<sub>2</sub>-kibocsátás szempontjából kedvezőtlenebbek, mint a földgáz, de még mindig előnyösebb a kapcsolt energiatermelési folyamatban felhasználni őket, mint a fáklyában elégetni.

Li és munkatársai (2021) összehasonlító életciklus elemzést készítettek a kamragáz-alapú folyékony földgáz (LNG) előállító eljárásokról és kimutatták, hogy a dekarbonizációs eljárás rosszabb környezeti hatással bír, mint a metanizációs eljárás, mivel kevesebb termék keletkezik. Emellett rávilágítottak, hogy a H<sub>2</sub> kivonása a metanizációs folyamatban gazdaságilag előnyösebb, mint H<sub>2</sub> kivonás nélkül.

Ren és munkatársai (2022) számszerűsítették három különböző kamragáz felhasználási eljárás környezeti és gazdasági hatásait: metanol, hidrogén és szintetikus földgáz előállítás. Bemutatták, hogy a három felhasználási eljárás közül

a kamragáz hidrogénné történő átalakításának van a legkisebb környezeti és gazdasági hatása.

Li és Cheng (2020) életciklus elemzést végzett a hagyományos szénelgázosítás-alapú és a kamragáz-alapú hidrogényártási eljárások összehasonlítása érdekében. A kamragáz-alapú hidrogényártás energiafogyasztása, szén-dioxid-kibocsátása, beruházási és működési költségei 34,6%-kal, 36,7%-kal, 27,4%-kal és 8,7%-kal alacsonyabbak, mint a hagyományos eljárásé.

Li és munkatársai (2023) összehasonlító életciklus elemzést végeztek az ammónia előállítására szolgáló három különböző kamragáz-alapú eljárás környezeti hatásainak értékelésére, beleértve egy önálló, illetve két kettős előállítási folyamatot (metanollal vagy folyékony földgázzal). Az eredmények alapján a három útvonal közül az ammónia metanollal történő együttes előállítása rendelkezik a legjobb környezeti eredménnyel.

Liu és Guo (2023) négy kamragáz felhasználási módszert hasonlítottak össze az életciklus elemzés módszerével: hidrogén, földgáz, metanol és villamosenergia előállítása kamragázból. Eredményeik azt mutatták, hogy a villamosenergia előállítása minden szempontból a legkedvezőbb és a legversenyképesebb felhasználási séma, míg a metanollal alakítás a legkedvezőtlenebb. Di és munkatársai (2024) szintén összehasonlították a kamragáz különböző felhasználási módjait, és arra a következtetésre jutottak, hogy a kamragázból szintetikus ammóniává történő átalakítás az előnyösebb megoldás a környezeti és gazdasági előnyök egyensúlyának biztosítása érdekében.

A bemutatott életciklus elemzéssel foglalkozó tanulmányokat a M.1. táblázata foglalja össze, kiemelve a tématerületeket és a rendszerhatárokat.

## **2.9 Célkitűzés**

Kutató munkám célkitűzése olyan számítási módszerek, és eszközök kifejlesztése, amelyek lehetővé teszik egy valós kokszolóüzem kamragáz-tisztító technológiájának átfogó, energetikai és környezetvédelmi szempontból is optimális üzemeltetését. Ehhez az első lépés olyan stacioner és dinamikus szimulátorok létrehozása, amelyek megfelelően közelítik valós ipari folyamat működését. A létrehozott stacioner szimulátor segítségével feltárhatóak a technológiát legjobban

befolyásoló paraméterek, mely alapján optimalizálási célfüggvények határozhatóak meg. Míg a dinamikus szimulátor lehetővé teszi a rendszer dinamikájának tanulmányozását, a szabályozó körök vizsgálatát, illetve operátor tréning szimulátor kidolgozását, melyek támogatják az üzemrész megfelelő működését változó körülmények mellett is.

Emellett a folyamatmérnöki szimulációs optimalizálást életciklus elemzéssel egészítem ki. Az így kialakított többszemponútú optimalizálás támogatja az üzemeltetési döntéshozatalt a vállalat környezetpolitikáját figyelembe véve.

Az elérni kívánt eredmények alapján minimalizálható a kamragázban található szennyező komponensek ( $H_2S$  és  $NH_3$ ) mennyisége, valamint az üzemrész energiaigénye, illetve stabil üzemeltetés biztosítható váratlan körülmények esetén is.

### 3 Módszerek és eszközök

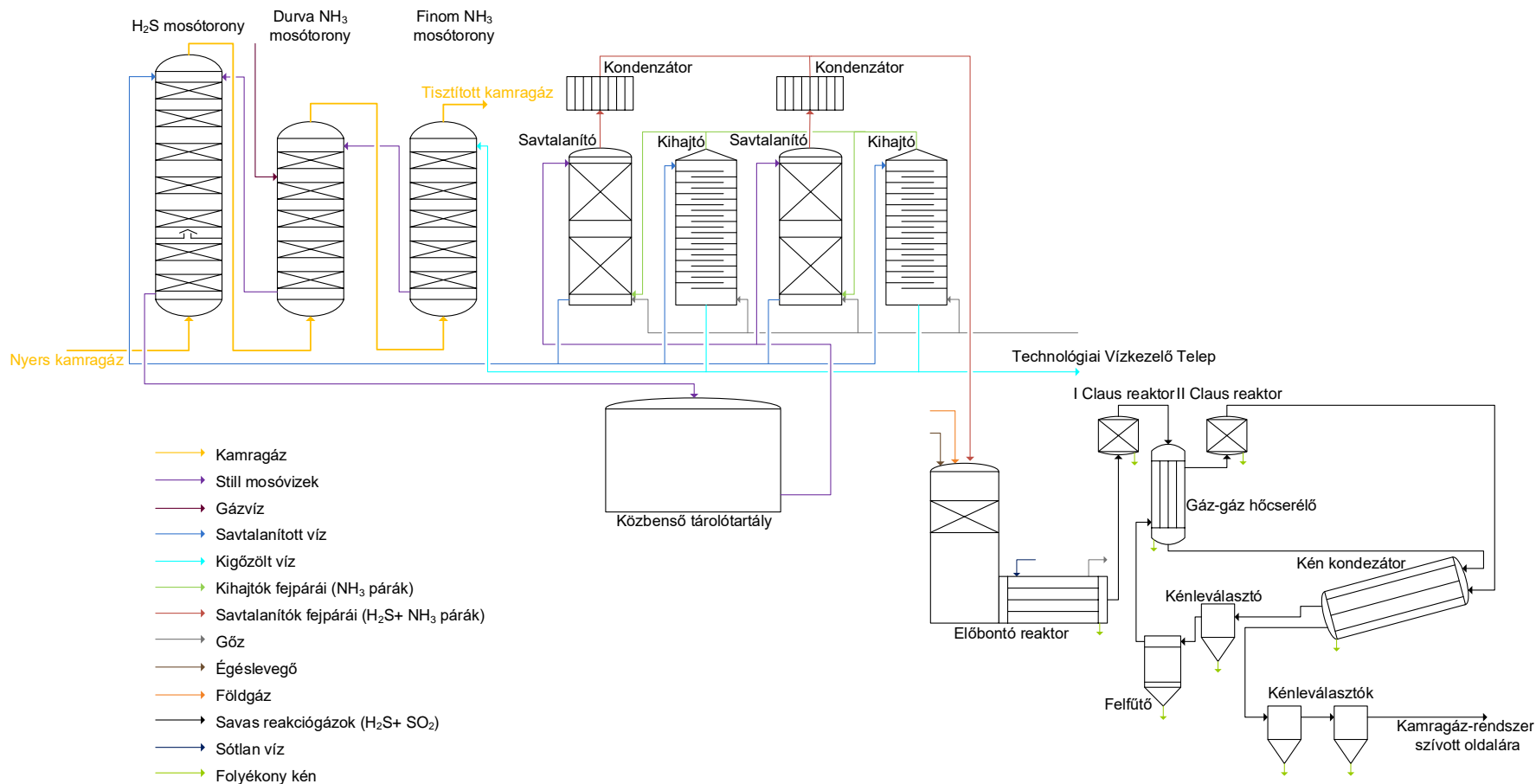
Ebben a fejezetben részletesen bemutatom a vizsgált technológiát, a mintavételi és elemzési módszereket, valamint az alkalmazott szoftvereket.

#### 3.1 *Vizsgált kamragáztisztító technológia*

Munkám során a dunaújvárosi Koksizólómű kamragáztisztító technológiáját tanulmányoztam. A 10. ábra az üzemrész mosótornyait mutatja. A kamragáz három, sorba kapcsolt abszorberen halad ellenáramban a mosófolyadékokkal. A technológiát a 11. ábra ismerteti, de a vizsgált mosótornyok mellett szükséges a regeneráló egység bemutatása is, ugyanis így könnyebben érthető a mosófolyadékok eredete.

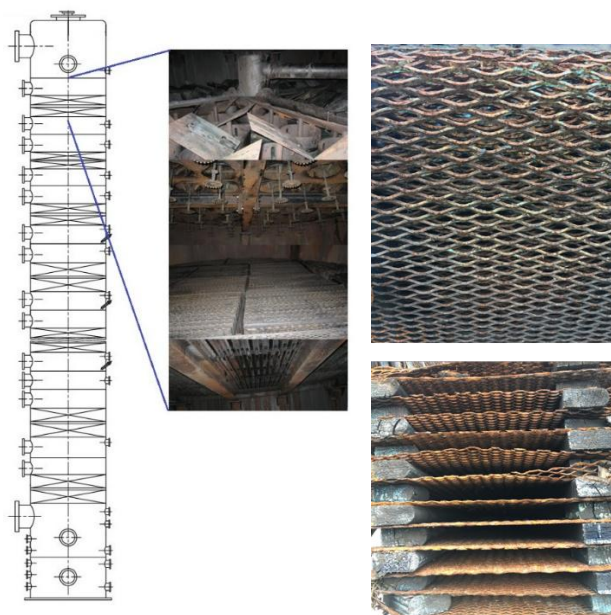


10. ábra: Kamragáztisztító mosótornyok



11. ábra: Kamragáztisztító technológia egyszerűsített folyamatábrája

A kokszyártás során melléktermékként keletkező kamragázt a koksoló kamrákból folyamatosan elszívják. A kamrákból kilépő gázt kátrányleválasztás és hűtést követően vezetik be a kén-hidrogén mosótoronyba (KW101), majd durva (KW102) és a finom (KW103) ammónia mosótoronyba. A kolonnák felépítése hasonló, folyadékelosztókon keresztül vezetik be a mosófolyadékokat, melyek alatt a speciális expandált lemezbetétek töltettartókon helyezkednek el és a kolonnák alján lévő zsompokból szivattyúzzák el a telített mosófolyadékokat. A 12. ábra a kolonnák sematikus felépítését, valamint a kolonnák belsejéről és az expandált lemezbetétekről készült fotókat mutatja be. A KW101 kismértékben eltér a másik két kolonnától, ugyanis a mosótorony alja egy utóhűtő szekció, melyben az elszívás során felmelegedett kamragázt hűtik vissza 25-35 °C-ra. Az utóhűtő szekció kéménysapkás tányérral van elválasztva a H<sub>2</sub>S-mosó szekciótól. A gázzal szemben a KW103 kolonna legfelső folyadékelosztóin keresztül vezetik be, az ún. kigőzölt vizet, melyet a kolonna zsompjából szivattyú nyomja fel a KW102 kolonna legfelső tányérjára. Ezen kívül a durva ammónia mosótoronyba bevezetésre kerül a szénből a kigázosítás során felszabaduló víz, a gázvíz is. Ez a mosófolyadék kerül bevezetésre a kén-hidrogén mosótoronyba, valamint az ún. savtalan víz és a kolonna zsompjából jut a telített mosófolyadék a regeneráló részbe. A telített mosófolyadék a két párhuzamosan kötött savtalanító kolonnába jut, mely fejterméke a zárt-Claus üzem előbontó- és Claus reaktorokban katalitikus átalakításon megy keresztül. A savtalanító oszlop fenéktermékének egy része a két, párhuzamosan kapcsolt kihajtó kolonnába kerül, másik része a savtalan víz, ami a kén-hidrogén mosótoronyba jut. A kihajtó kolonnák fejtermékét visszavezetik a savtalanító kolonnákba, míg a fenékterméket, a kigőzölt vizet a finom ammónia mosótoronyba vezetik. A gázmosáshoz nem szükséges kigőzölt vizet átadják az üzem technológiai vízkezelő telepére.



12. ábra: Kolonnák felépítése

Az abszorpciós rendszereknél számos paramétert szükséges mérni a megfelelő irányítás érdekében. A legfontosabb mért jellemzők közé tartoznak a be- és kilépő áramok hőmérsékletei, a nyomásai, a térfogatáramai, valamint a koncentrációi, továbbá a kolonnákban kialakuló folyadékszint. A megfelelő mérőberendezés kiválasztásánál fontos figyelembe venni a közeget, valamint a mérési tartományt. A kamragáz tűz- és robbanásveszélyes gáz, ezért csak biztonságtechnikai előírásoknak megfelelő eszközök alkalmazhatóak. Sajnos a cég dokumentáció vezetése, nyilvántartása meglehetősen hiányos, így a szükséges információkat nem könnyű beszerezni. Továbbá egy csaknem 60 éves technológia, amely során több átalakítást is elvégeztek, de műszerezettség fejlesztése, valamint az irányítási struktúra kialakítása nem tartozott a legmagasabb prioritású feladatok közé.

### 3.2 *Alkalmazott szoftverek*

A következőkben általánosan bemutatom az általam alkalmazott szoftvereket.

#### *Aspen Plus*

Az AspenTech által forgalmazott Aspen Plus, az iparban (elsősorban a vegyiparban, olaj- és gáziparban, valamint a gyógyszeriparban) és kutatási területeken széleskörben alkalmazott folyamatszimulátor (flowsheet simulator). A szoftver célja a különböző, komplex folyamatok modellezése és optimalizálása, lehetővé téve a mérnökök és kutatók számára, hogy összetett rendszereket

elemezzenek, egy folyamat viselkedését alapvető mérnöki összefüggések segítségével előre jelezzék és hatékonyabb tervezési megoldásokat találjanak.

Az Aspen Plus széleskörű adatbázisokkal rendelkezik, melyek segítségével a teljes vegyi folyamat szimulációját, a nyersanyagtól kezdve a végső késztermékig biztosítja. A szoftver felhasználóbarát, grafikus felülete lehetővé teszi a folyamatábrák egyszerű létrehozását különböző ikonok segítségével, ahol minden ikon egy-egy műveleti egységet, vegyi folyamatot, bemeneti/kimeneti anyagáramot, bemeneti/kimeneti energiaáramot vagy bemeneti/kimeneti elektromos/pneumatikus jelet jelöl. A szoftver számítási algoritmusai lehetővé teszik a hőmérséklet- és nyomásviszonyok, valamint a reakciókinetika pontos modellezését.

Továbbá az Aspen Plus integrálható más szoftverekkel, lehetővé téve a teljes rendszer modellezését és optimalizálását. A szoftver folyamatos fejlesztése és frissítése biztosítja, hogy a felhasználók mindig a legújabb technológiákhoz férjenek hozzá (AspenTech, 2024; Al-Malah, 2016).

### ***MATLAB***

A MATLAB egy széleskörben alkalmazott programozási és numerikus számítási platform, melyet a MathWorks fejlesztett ki. Főként mérnökök, tudósok és matematikusok alkalmazzák adatok elemzésére, algoritmusok fejlesztésére, valamint modellek készítésére. A program mátrix adatstruktúrákon alapul és alkalmas mátrix számításokra, függvények és adatok ábrázolására, felhasználói interfészek létrehozására, valamint algoritmusok implementációjára (MathWorks, 2024).

### ***Aspen HYSYS***

Aspen HYSYS szoftvert a Hyprotech kanadai cég fejlesztette ki, majd 2002-ben vásárolta meg az AspenTech vállalat. Ezt a szoftvert számos egyetemen használják oktatási és kutatási célokra, valamint az iparban is széleskörűen alkalmazzák fejlesztési és tervezési feladatok során. Az Aspen Plus szoftverrel szemben nagy előnye, hogy integráltan, egy szoftveren belül stacioner és dinamikus modellalkotást is lehetővé tesz, ezáltal ugyanazt a modellt mindkét aspektusból ki lehet értékelni (Hamid, 2013).

Az Aspen HYSYS átfogó adatbázisokkal rendelkezik, illetve lehetővé teszi az Aspen Plus szoftver adatbázisának használatát is. A szoftver grafikus felületének köszönhetően műveletiegységek, illetve anyag- és energiaáramok ikonjainak segítségével egyszerűen létrehozhatók technológiai folyamatábrák. A szoftver által alkalmazott számítási algoritmusok lehetővé teszik a különböző anyagok viselkedésének pontos modellezését, beleértve a hőmérséklet- és nyomásviszonyok, valamint a reakciókinetika elemzését. A folyamatszimulációs modell felépítése hasonló módon történik, mint az Aspen Plus szoftver esetében. A folyamatok dinamikus szimulációjának segítségével a felhasználók valós idejű adatokat és működési feltételeket is figyelembe vehetnek. Az Aspen HYSYS alkalmazása révén a mérnökök nemcsak a folyamatok hatékonyságát javíthatják, hanem a költségeket is optimalizálhatják, így hozzájárulva a fenntarthatóbb ipari megoldásokhoz (AspenTech, 2024).

### ***Aspen Operator Training***

Az Inprocess Group operátor tréning szimulátor szoftverét 2017-ben vásárolta meg az AspenTech és azóta Aspen Operator Training néven érhető el. A szoftver lehetővé teszi az Aspen HYSYS programmal kifejlesztett modellek segítségével történő operátor képzési megoldások kifejlesztését (AspenTech, 2024).

### ***ExaOPC DA Server***

Az ExaOPC DA Server egy OPC (Open Platform Communications, korábban OLE for Process Control) szerver, melyet a Yokogawa fejlesztett ki az ipari automatizálási rendszerek közötti szabványosított adatkommunikáció biztosítására. Az ExaOPC egy Microsoft Windows platformon futó OPC szerver, amely különféle folyamatirányítási rendszerekhez (pl.: Yokogawa CENTUM DCS, STARDOM PLC-k és SCADA rendszerekhez) csatlakoztatható, és lehetővé teszi az OPC kliensek számára a folyamatadatok és riasztási események elérését (Yokogawa, 2025).

### ***VMware Workstation***

A VMware Workstation fejlesztője és forgalmazója a VMware, amely 2023 novembere óta a Broadcom tulajdonában áll. Ez egy virtualizációs szoftver, mely lehetővé teszi több operációs rendszer egyidejű futtatását egyetlen fizikai számítógépen (VMware, 2025).

### ***Sphera's LCA for Experts***

A Sphera's LCA for Experts (korábban GaBi) szoftver egy komplex eszköz, melyet a környezeti hatások elemzésére, valamint értékelésére hoztak létre. A szoftver célja, hogy támogassa a vállalatokat és a kutatókat a fenntartható fejlődés és a környezeti hatások minimalizálása terén, lehetővé téve számukra a különböző termékek és rendszerek teljes életciklusának átfogó elemzését.

A szoftver széleskörű adatbázissal rendelkezik, amely részletes információkat tartalmaz különböző anyagokról, energiahordozókról és technológiákról. Ez lehetővé teszi a felhasználók számára, hogy pontos modelleket készítsenek, és értékeljék a termelési, szállítási, használati és hulladékkezelési fázisok környezeti hatásait (Sphera, 2024).

### **3.3 Felhasznált adatok**

Munkám során elsősorban üzemi adatokat használtam fel, melyeket napi, illetve havi jelentésekből, éves bevallásokból gyűjtöttem össze. Emellett szükségem volt kiegészítő mintavételre is, annak érdekében, hogy pontosabb modellt tudjak felépíteni.

#### **3.3.1 Mintavétel**

A mintavételekhez, valamint a laboratóriumi elemzésekhez szükséges üvegeszközöket a KDP2020 ösztöndíj keretein belül szereztem be. A 13. ábra a mintavételről készített képet mutatja. A technológiába be- és kilépő kamragázból műszakonként 2 alkalommal vesznek mintát, mely során a H<sub>2</sub>S és NH<sub>3</sub> tartalmát mérik meg a kamragáznak. Annak érdekében, hogy pontosabb modellt tudjak készíteni a technológiáról, több ponton kellett mintát vennem a normál üzemi mintavételeken felül. Így egy időben, kollégáim segítségével a 14. ábrán megjelölt helyeken vettünk mintákat, összesen 6 alkalommal. A technológiába be- és kilépő mintavevőcsomók mellett, a gáztisztítás szempontjából kritikus H<sub>2</sub>S mosótorony több pontján is vettünk mintát, vagyis az utóhűtő fokozatából kilépő, a kolonna középső részén lévő csomkból és a kolonnából kilépő gázból is. A mintavételek során, azonban több ponton mindössze egy alkalommal határoztuk meg a H<sub>2</sub>S és az NH<sub>3</sub> mellett a HCN és a CO<sub>2</sub> tartalmát a kamragáznak. Ez amiatt volt, mert HCN

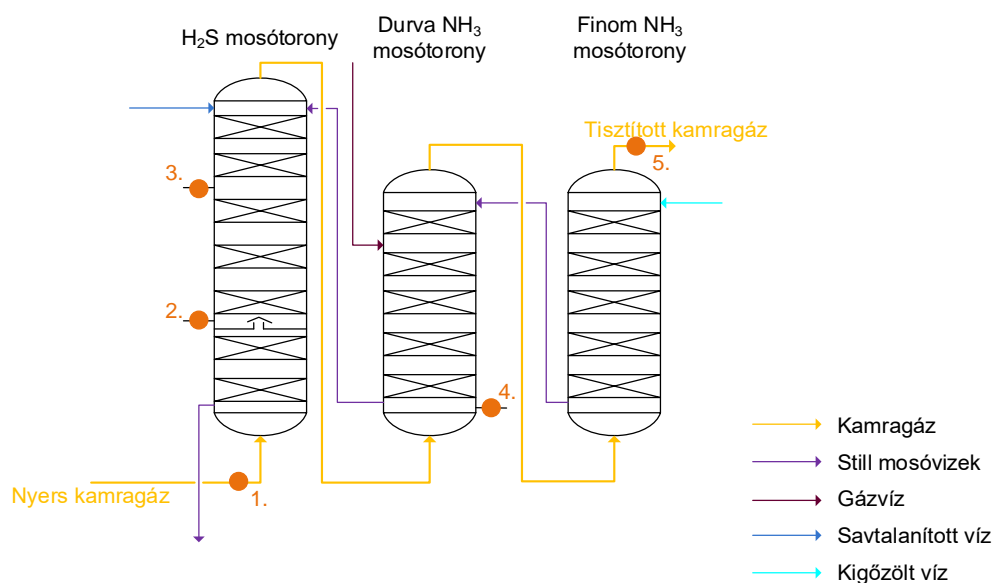
mérése meglehetősen hosszadalmas folyamat, míg a CO<sub>2</sub> esetében a gázban lévő koncentrációja nem változik szignifikáns mértékben a kolonna mentén.



13. ábra: Gázmintavétel

A kamragáz NH<sub>3</sub> és HCN tartalmának meghatározása egy mintavételből történt. Ehhez 4 db gázmosópalackra volt szükségünk, melyeket gumicsövekkel sorba kötöttünk. Az első gázmosópalackot üresen hagytuk annak érdekében, hogy a mintázandó gázzal távozó nedvesség és más szennyeződések leválasztódjanak, és ezáltal ne okozzanak problémát a mennyiségi meghatározás során. Ez után 140 cm<sup>3</sup>, 0,5 mol/dm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> oldatot és 4 csepp keverék indikátort (a gázban lévő nedvességtartalom megkötésére) tartalmazó gázmosópalackot kötöttünk. A másik két gázmosópalack 25-25 cm<sup>3</sup> 30 m/m%-os NaOH és 25-25 cm<sup>3</sup> 20 m/m%-os FeSO<sub>4</sub> oldat elegyét tartalmazta. A sorba kötött gázmosópalackok után egy gázórát csatlakoztattunk, hogy tudjuk az átáramoltatott gáz térfogatáramát. A mintavételi pontokon a gázcsapot egy kis időre ki kellett nyitni, hogy a vezetéket ki lehessen fűtatni, ezáltal az esetleges lerakódások távozni tudtak. A kilevegőztetés után egy gumicsővel összekötöttük a gázmosópalackokat a mintavevőcsonkkal, és a gázáram sebességét 100 dm<sup>3</sup>/h alatt tartottuk. A vizsgálathoz legalább 50 dm<sup>3</sup> gázmintára volt szükség.

A H<sub>2</sub>S meghatározásához üveg bürettába (1-4. mintavevő pontokon Bunthe, 5. mintavevőponton Toutwiller gázbürettába) vettünk mintát, mely során a mintavevőcsonkhoz műanyag cső segítségével csatlakoztattunk egy üres gázmosópalackot (az esetleges mosófolyadék leválasztása miatt), majd a bürettát. A büretta átmosatása után, kb. 1 percen keresztül engedtünk gázt a bürettába. A CO<sub>2</sub> meghatározáshoz történő mintavétel hasonlóan történt, mint a H<sub>2</sub>S esetében, mindössze annyi eltéréssel, hogy gázlabdába vettük a mintát.



14. ábra: Mintavételi pontok

A mosófolyadékok mintavétele minden esetben a szivattyúk előtt található mintavevő csapokon keresztül történt, 1 literes üveg mintavevőkbe.

### 3.3.2 Laboratóriumi vizsgálatok gázmintából

A laboratóriumi vizsgálatokat a DUNAFERR LABOR Nonprofit Kft. Szénkémiai Anyagvizsgáló Főosztály munkatársainak segítségével végeztem el.

Az NH<sub>3</sub>-tartalom meghatározásához a H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> oldatot tartalmazó mosópalack tartalmát 250 cm<sup>3</sup>-es mérőlombikba desztillált vízzel átmosattuk, jelig töltöttük és jól összeráztuk. Titráló lombikba a minta ötödrészét kipipettáztuk és a kénsav felesleget, amit a lila szín jelez, ekvivalens koncentrációjú nátrium-hidroxid oldattal visszatitráltuk a zöld szín megjelenéséig, majd leolvastuk a fogyást.

A HCN-tartalom meghatározásához a NaOH és a FeSO<sub>4</sub> elegyét tartalmazó mosópalackokat desztillált vízzel egy 250 cm<sup>3</sup> -es mérőlombikba mosattuk, jelig

töltöttük, majd egyszerre egy MN 612 és egy MN 616 típusú szűrőpapíron, óvatosan egy 300 cm<sup>3</sup> -es Erlenmeyer lombikba szűrtük. A szűrésre azért volt szükség, mert a lúgban szuszpendált Fe(II)-hidroxid, a gázban lévő H<sub>2</sub>S-t is megköti, ezért az oldat fekete színű vas-szulfid csapadékot tartalmaz, mely meghamisítja a titrálás eredményét. A szűrleményből 50 cm<sup>3</sup>-t titráló lombikba pipettáztunk és fülke alatt, óvatosan folyamatos keverés mellett kb. 25-50 cm<sup>3</sup> 20 m/m%-os H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> oldatot adtunk hozzá a H<sub>2</sub>S kiűzéséig. Amikor a sav hozzáadásakor a gázfejlődést már nem észleltük, akkor az oldat egy cseppjét szűrőpapírra csepegtettük és megszáritott FeCl<sub>3</sub> indikátorral ellenőriztük, hogy az indikátor milyen színt mutat. Ha a sárga indikátor kék színt mutat, akkor a minta cianidtartalmát ZnSO<sub>4</sub> mérőoldattal meg lehet titrálni. Ha az indikációnál nem lehet kék színt tapasztalni, akkor a titrálási művelet nem szükséges, mivel a gázminta nem tartalmaz a módszerrel kimutatható cianidokat. A ZnSO<sub>4</sub> mérőoldattal történő titrálás végpontját a Berlini-kék komplex kék színének megszűnése mutatta.

A kamragáz H<sub>2</sub>S tartalmát jodometriás módszerrel határoztuk meg. A gázbürettából a túlnyomást kiengedtük, és vízszugárszivattyúval vákuumot hoztunk létre. Ezután a büretta kapillárisába töltöttünk 0,1 N jódotsoldatot és hozzáadtuk a keményítő indikátort. A gázbürettában a gázzal a jódotsoldatot alaposan összeráztuk. Addig adagoltunk további jódotsoldatot, míg az csekély feleslegbe nem került. Ezt az állapotot a keményítő indikátor állandósult kék színe jelezte. A fogyott jódotsoldat mennyiségéből, valamint nívóedény segítségével lemért gáz térfogatából ki lehet számolni a kamragáz H<sub>2</sub>S tartalmát.

A kamragáz CO<sub>2</sub> tartalmát Orsat-féle gázelemző készülékkel határoztuk meg. Ennek a módszernek a lényege, hogy az abszorbeáló folyadék a gázkeveréknek mindössze egyetlen komponensét nyeli el. A gázminta térfogatát meghatároztuk az abszorpció előtt és után is, és a térfogatcsökkenés arányából meghatározható a CO<sub>2</sub> aránya a kamragázban.

### 3.3.3 Laboratóriumi vizsgálatok vízmintából

A vizsgálatok megkezdése előtt a mosófolyadékokból vett mintákat minden esetben MN 616 típusú szűrőpapíron leszűrtük.

A mosófolyadékokból vett minták  $\text{NH}_3$  tartalmát titrálással határoztuk meg. A mintából  $10 \text{ cm}^3$ -t pipettáztunk titrálólombikba, hozzámértünk mérőhengerrel  $50 \text{ cm}^3$  desztillált vizet és 2-3 csepp keverékindikátort, majd várható koncentrációtól függően 0,05 mólos vagy 0,5 mólos kénsav mérőoldattal titráltuk meg. A zöldessárga színből a vöröses szín megjelenéséig végeztük a titrálást.

A  $\text{H}_2\text{S}$  meghatározásához egy  $300 \text{ cm}^3$ -es Erlenmeyer-lombikba bemértünk mérőhengerrel  $50 \text{ cm}^3$  desztillált vizet,  $20 \text{ cm}^3$  1:1-es hígítású sósav oldatot, majd bürettából  $25 \text{ cm}^3$  0,1 mólos jód oldatot. Ezután hozzápipettáztunk  $25 \text{ cm}^3$  vagy  $5 \text{ cm}^3$  térfogatú előkészített mintát a várható kénhidrogén tartalom függvényében. A jód felesleget 0,1 mólos nátrium-tioszulfát mérőoldattal titráltuk szalmasárga színig. Ezután 3-4 csepp keményítő indikátor hozzáadás mellett a titrálást tovább folytattuk, melynek végpontját a titrált oldat világoskék színből a színtelenbe való átcsapása jelzett.

A  $\text{CO}_2$  tartalom meghatározásához Erlenmeyer lombikba mérőhengerrel  $50 \text{ cm}^3$  ammónium-alkalikus kalcium-klorid oldatot és  $50 \text{ cm}^3$  desztillált vizet mértünk be. Hozzámértünk pipettával a várható széndioxid tartalomtól függően a mintákból  $50 \text{ cm}^3$ -t, magasabb koncentrációjú széndioxid tartalom esetén  $10 \text{ cm}^3$  előkészített mintát. A lombikot óraüveggel letakartuk és 30 percig  $70\text{-}80^\circ\text{C}$ -os vízfürdön melegítettük, majd az oldatot gyorsan leszűrtük MN 612 típusú szűrőpapíron. A lombikot, majd a szűrőn lévő csapadékot több részletben kb.  $50 \text{ cm}^3$  forró desztillált vízzel mostuk. A szűrőpapírt a csapadékkal együtt visszahelyeztük a lombikba és kb.  $50 \text{ cm}^3$  desztillált vizet mértünk hozzá. A csapadékhoz automata bürettából  $25 \text{ cm}^3$  1 mólos sósav oldatot adtunk. A teljes oldódás után a lombikot óraüveggel lefedve a forrás megkezdéséig elektromos fűtőlapon melegítettük. Ezután hideg vízzel gyorsan lehűtöttük, majd két csepp keverék indikátor hozzáadása után a sósav feleslegét 1 mólos nátrium-hidroxid mérőoldattal visszatitráltuk. A titrálás végpontját a titrált oldat lilából zöldbe történő színátcsapása jelezte.

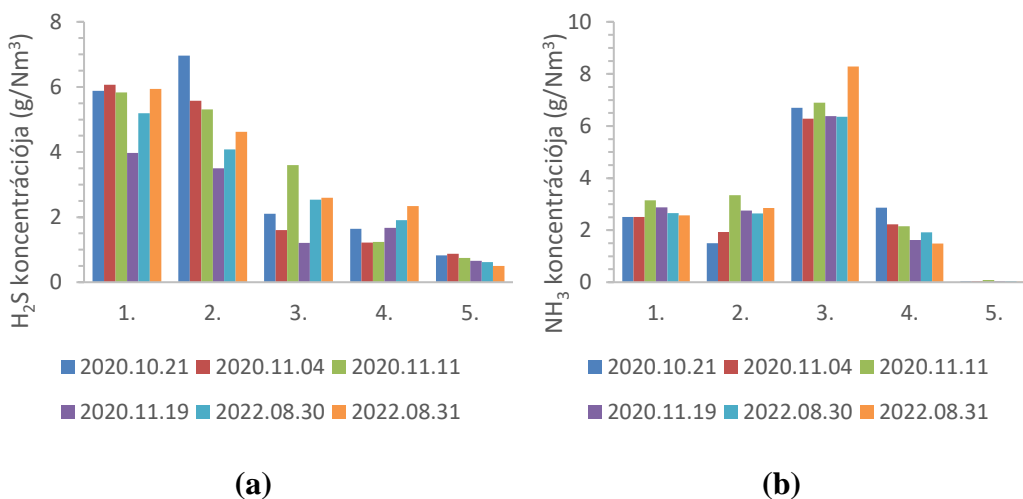
### 3.3.4 Mintavételek eredménye

Az első mintavétel volt a legrészletesebb, ezért ennek az eredményeit, illetve a fizikai tulajdonságait az alábbi táblázatban foglaltam össze.

**3. táblázat: Kamragáz szennyezőkomponensei és fizikai tulajdonságai (1. mintavétel)**

	H <sub>2</sub> S (g/Nm <sup>3</sup> )	NH <sub>3</sub> (g/Nm <sup>3</sup> )	HCN (mg/Nm <sup>3</sup> )	CO <sub>2</sub> (g/Nm <sup>3</sup> )	Nyomás mbarg	Hőmérséklet °C
1. mintavételi pont (utóhűtő előtt)	5,88	2,51	203,90	51,04	127,3	38
2. mintavételi pont (KW101- utóhűtő után)	6,96	1,50	249,70	51,04	-	24
3. mintavételi pont (KW101 középén)	2,10	6,70	156,56	51,04	-	-
4. mintavételi pont (KW101 kilépő)	1,64	2,86	37,86	43,19	112,4	25
5. mintavételi pont (KW103 kilépő)	0,82	0,03	37,86	27,48	104,1	28

A 6 különböző időpontban vett mintavételek esetében a kamragázban jelenlévő H<sub>2</sub>S és NH<sub>3</sub> koncentrációját mutatja be a 15. ábra.



**15. ábra: Mintavételek eredménye: (a) H<sub>2</sub>S és (b) NH<sub>3</sub> koncentrációja a kamragázban**

A 4. táblázat tartalmazza a belépő mosófolyadékok főbb komponenseinek koncentrációit és a fizikai tulajdonságait.

**4. táblázat: Mosófolyadékok főbb komponensei és fizikai tulajdonságai (1. mintavétel)**

	<b>NH<sub>3</sub></b> <b>(g/dm<sup>3</sup>)</b>	<b>H<sub>2</sub>S</b> <b>(g/dm<sup>3</sup>)</b>	<b>CO<sub>2</sub></b> <b>(g/dm<sup>3</sup>)</b>	<b>Hőmérséklet</b> <b>(°C)</b>	<b>Térfogatáram</b> <b>(m<sup>3</sup>/h)</b>
Gáztvíz	6,94	0,61	3,87	24	26
Kigőzölt víz	0,012	0,19	0,05	27	22
Savtalanvíz	22	1,63	7,66	24	65

Az összes mintavétel eredményét, valamint a főbb fizikai paramétereket a melléklet M.2. és M.3. táblázatai tartalmazzák.

## 4 Technológia stacioner modellje

Az alábbi fejezetekben a vizsgált technológia stacioner modelljének felépítését, valamint a modell segítségével elvégzett vizsgálatokat mutatom be.

### 4.1 Stacioner modell felépítése

A stacioner modellt Aspen Plus szoftver segítségével építettem fel. A 3.1 fejezetben bemutatott technológia 3 abszorber kolonnáját, illetve a mosófolyadékok visszahűtését szolgáló hőcserélőket vettem figyelembe a szimuláció kialakításakor. A stacioner szimuláció esetében az utóhűtő kolonnarészt nem vettem figyelembe.

Aspen Plus szoftver alkalmazásakor az első lépés a tulajdonságok beállítása a Properties fülön belül. A komponens specifikációnál a 6. táblázatban feltüntetett komponenseket vettem. Majd az Electrolyte Wizard segítségével legeneráltam a kolonnákban kialakuló elektrolit rendszer komponenseit, illetve reakcióit a (30)-(37) egyenleteknek megfelelően. A termodinamikai tulajdonságok kiszámítására az ELECNRTL modellt használtam, mely az NRTL (Non-Random Two-Liquid) modellnek az elektrolitokra történő kiterjesztése.

A modell felépítéséhez 3 db RadFrac kolonnát használtam, melyek rigorózus modelleket alkalmaznak a többlépcsős gőz-folyadék szeparációs műveletek minden típusának szimulálására. A kolonnák főbb tulajdonságait és beállítási paramétereit az 5. táblázat tartalmazza.

5. táblázat: Kolonnák szimulációs paraméterei

	KW101	KW102	KW103
<b>Elméleti tényérszám</b>	16	16	16
<b>Töltet</b>	Sheet-Pack (Metal, 350Y)		
<b>Kolonna magasság (m)</b>	32	28	28
<b>Kolonna átmérő (m)</b>	2,8	3,5	3,5
<b>Hangoló faktorok</b>			
Határfelület	0,17	1,41	0,21
Hőátadási faktor	0,67	3,32	3,37
Folyadék tömegátadási állandó faktor	29,69	28,59	32,428
Gőz tömegátadási állandó faktor	14	0,01	0,1
<b>Korrelációs módszerek</b>			
Tömegátadási módszer			Brf-85
Hőátadás módszer		Chilton and Colburn	
Határfelület módszer			Brf-85

Ahogy a 3.1. fejezetben bemutattam, az oszlopokban speciális, expandált lemezbetét töltetek vannak, amelyek lehetővé teszik a megfelelő folyadék-gáz érintkezést, de nem okoznak jelentős nyomásesést az oszlop mentén. Minden oszlopban négy expandált lemezbetét van. A folyadékeloszlás az expandált lemezbetétnél jobb, mint az ömlesztett töltetek esetében, de rosszabb, mint a strukturált töltetek esetében. Tehát 1 méternyi expandált lemezbetétet két egyensúlyi egységnek számítottam, mivel ez a szám a rendezetlen töltetek esetében 1-2, a strukturált töltetek esetében pedig 2-4. Így az egyensúlyi egységsszámot mindhárom mosóban 16-nak vettem.

A táblázatban feltüntetett hangoló faktorokat aszerint határoztam meg, hogy a KW103-as kolonnából kilépő gáz összetétele a lehető legközelebb álljon a mérési eredményekhez. Ehhez a finomhangoláshoz a MATLAB fmincon függvényét alkalmaztam, az optimalizálási feladathoz hasonlóan, melyet a fejezetben mutatok be részletesen. Erre azért is szükség volt, mert a sebességalapú megközelítésnél nincs rá mód, hogy a tömegátadási tényezőket komponensenként külön beállítsam. Így a hangoló faktorokat 0,001 és 80 között változtattam. A vizsgálati tartomány

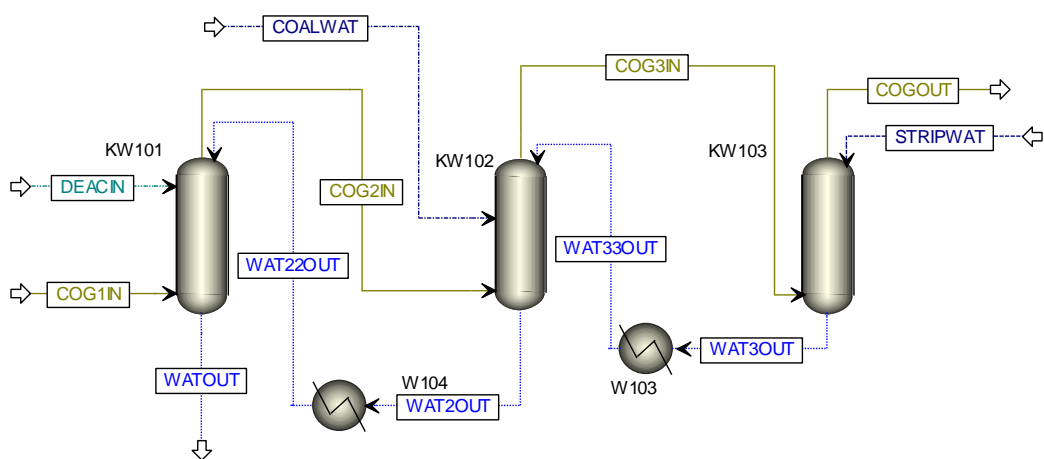
alsó határát az alapján határoztam meg, hogy nullánál nagyobboknak kell lennie ennek az értéknek. A felső határt pedig a tapasztalat szerint nem érdemes növelni. Így az alábbi célfüggvényt alkalmaztam:

$$f = (H_2S - H_2S_{mért})^2 + (NH_3 - NH_{3mért})^2 \quad (29)$$

ahol a  $H_2S$  jelöli a modell által számított kilépő  $H_2S$  móltörtet, míg az  $NH_3$  a modell által számított kilépő  $NH_3$  móltörtet a kamragázban, míg a  $H_2S_{mért}$  és az  $NH_{3mért}$  jelöli az 1. mintavétel során mért  $H_2S$  és  $NH_3$  móltörtet. A függvényben feltüntetett értékek a laboratórium által meghatározott 1. mintavétel eredményéből adódik.

A modell felépítésekor Carneiro és munkatársai által is alkalmazott korrelációs módszereket használtam. Így a hőátadásnál Chilton and Colburn módszert, míg a tömegátadásnál és a határfelületnél a Brf-85 korrelációs módszereket alkalmaztam (Carneiro et. al, 2020.).

A mosótornyok között 1-1 hőcserélő is van, mely az abszorpció, valamint a melegebb gázzal történő érintkezés során felmelegedő mosóanyagot visszahűtik  $22^\circ\text{C}$ -ra. A felépített Aspen Plus szimulátort a 16. ábra mutatja be.



16. ábra: Aspen Plus folyamatábra

Az abszorberekben lejátszódó komplex dinamikának a leírására kétféle matematikai modell megközelítés létezik, az egyensúlyi és a sebességalapú. Az egyensúlyi modell azon a feltételezésen alapul, hogy az egyes szakaszokat elhagyó áramok egymással egyensúlyban vannak. A tényleges működés során az egyensúlyt ritkán lehet elérni, ezért az egyensúlytól való eltérés kezelésének szokásos módja a

hatékonyság figyelembevétele (Ramesh et al., 2007). Ezzel szemben a sebesség alapú megközelítésben a gáz- és a folyadékfázisok egyensúlyát külön-külön, a határfelületen áthaladó tömeg- és hőáramlások figyelembevételével biztosítják. Az áramokhoz fizikai tulajdonságokra, reakciósebességi paraméterekre és oszlopspecifikus adatokra van szükség. Ez a megközelítés teljesen elkerüli a határfok alkalmazását (Afkhamipour és Mofarahi, 2013.)

A vizsgált technológia abszorbereiben feltételezhetően minden reakció a folyadékfázisban játszódik le. A figyelembe vett reakciók többsége gyorsan eléri az egyensúlyi állapotot, ezek az egyensúly-vezérelt (egyensúlyi) reakciók („*equilibrium-controlled reactions*”). Míg a (35) és (37) reakciók lassan mennek végbe, kinetikailag-vezérelt (kinetikus) reakciók („*kinetically-controlled reactions*”), ezért a kinetikai tényezőket figyelembe kell venni. A sóképződés és a szilárd anyagok kiválás üzemi tapasztalatok alapján nem jellemző, ezért elhanyagoltam a munkám során. A végbemenő reakciókat a 6. táblázatban foglaltam össze.

6. táblázat: Végbemenő reakciók

Reakció egyenlet	Reakció típusa
$2H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$	egyensúlyi (30)
$NH_3 + H_2O \leftrightarrow NH_4^+ + OH^-$	egyensúlyi (31)
$H_2S + H_2O \leftrightarrow HS^- + H_3O^+$	egyensúlyi (32)
$HS^- + H_2O \leftrightarrow H_3O^+ + S^{2-}$	egyensúlyi (33)
$HCN + H_2O \leftrightarrow CN^- + H_3O^+$	egyensúlyi (34)
$CO_2 + OH^- \leftrightarrow HCO_3^-$	kinetikus (35)
$HCO_3^- + OH^- \leftrightarrow CO_3^{2-} + H_2O$	egyensúlyi (36)
$NH_3 + HCO_3^- \leftrightarrow NH_2COO^- + H_2O$	kinetikus (37)

- Egyensúlyi reakciók

Az Aspen Plus az alábbi beépített összefüggést alkalmazza az egyensúlyi állandó kiszámításához:

$$\ln(K_{eq}) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T \quad (38)$$

Az egyenletben szereplő A, B, C és D konstansok értékeit a melléklet M.4. táblázata tartalmazza az előzőekben felsorolt reakciók esetében.

- Kinetikus reakciók

Az Aspen Plus az alábbi összefüggés szerint veszi figyelembe a reakciósebességet a kinetikus reakciók esetében:

$$r = k \cdot T^n \cdot e^{E/RT} \prod (C_i)^{\alpha_i} \left[ \frac{\frac{\text{kmol} \cdot \text{K}^{-n}}{\text{s} \cdot \text{m}^3}}{\left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}\right)^{\sum \alpha_i}} \right] \quad (39)$$

A figyelembe vett kinetikus reakciók k és E értékeit a M.5. táblázat tartalmazza.

Munkám során megvizsgáltam a 2.6.1. fejezetben bemutatott szakirodalmakban alkalmazott módszereket, annak érdekében, hogy a lehető legközelebb álljanak a modell által számított eredmények a mért adatokhoz. Ennek megfelelően 7 esetet vizsgáltam meg melyeket a 7. táblázatban foglaltam össze.

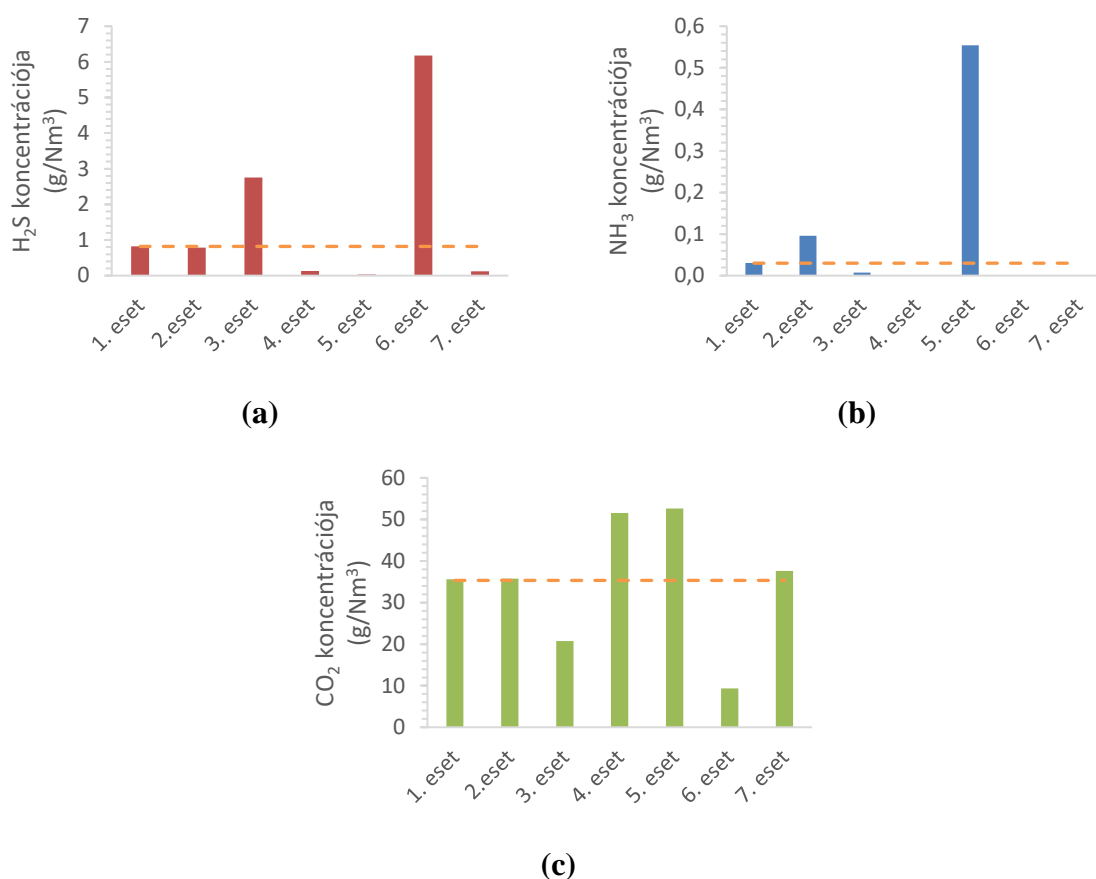
**7. táblázat: Különböző modellek összehasonlítása**

Megnevezés	Leírás
1. eset	Sebességalapú modell, reakció kinetikák figyelembe vételével, reakciók felvétele a kolonna specifikációknál.
2. eset	Sebességalapú modell, (37) reakció nélkül, többi reakció felvétele a kolonna specifikációknál.
3. eset	Sebességalapú modell, a kolonna specifikációknál nem vettem külön fel a reakciókat.
4. eset	Egyensúlyi modell, reakció kinetikák figyelembe vételével, reakciók felvétele a kolonna specifikációknál.
5. eset	Egyensúlyi modell, (37) reakció nélkül, többi reakció felvétele a kolonna specifikációknál.

Megnevezés	Leírás
6. eset	Egyensúlyi modell, a kolonna specifikációknál nem vettem külön fel a reakciókat.
7. eset	KW101 kolonna sebesség alapú modell, a többi kolonna egyensúlyi modell, reakciók felvétele a kolonna specifikációknál.

A megvizsgált 7 eset eredményét a 17. ábra mutatja be a szennyezőkomponensek kilépő gázfázisbeli koncentrációján keresztül, a szaggatott vonal jelzi a mért értékeket. A 17. (a) ábra a H<sub>2</sub>S koncentrációk alapján megállapítható, hogy a sebesség alapú modellek a felvett reakciókkal megközelítik a mért értéket. Abban az esetben, ha a reakciókat elhanyagoltam, akkor megugrott a kilépő koncentráció, mind a sebesség alapú, mind az egyensúlyi modell esetében. Az egyensúlyi modelleknél a reakciók felvételével a kilépő H<sub>2</sub>S koncentráció lényegesen kisebb lett, mint a mért érték. A 17. (b) ábra mutatja a kilépő gázfázis NH<sub>3</sub> koncentrációját, mely esetében szintén az 1. esetben tapasztalható a legjobb egyezés a mért értékkel. A (37) reakció felvétele nélkül a kilépő koncentráció jelentősen megnőtt, míg a többi esetben lecsökkent. A 17. (c) ábra a CO<sub>2</sub> kilépő gázfázisbeli koncentrációját mutatja.

Összehasonlítva a H<sub>2</sub>S esetében kapott eredményekkel elmondható, hogy ellentétes eredmények figyelhetők meg. Azon eseteknél, ahol a H<sub>2</sub>S koncentrációjában csökkenés történt, ott a CO<sub>2</sub> koncentrációjában növekedés figyelhető meg, ugyanis a két komponens versengő abszorpciója játszódik le. A H<sub>2</sub>S abszorpciója gyorsabb, mint a CO<sub>2</sub> abszorpciója, ezáltal a reakció kinetikák felvétele fontos. Abban az esetben, ha a reakció kinetikákat nem vettem fel, akkor a sebesség alapú modell jobbnak bizonyult, mint az egyensúlyi modell, ugyanis az egyensúly kialakulásával több CO<sub>2</sub> tudott megkötődni.



**17. ábra: Szennyezőkomponensek koncentrációja a kilépő gázfázisban a különböző modell esetek során**

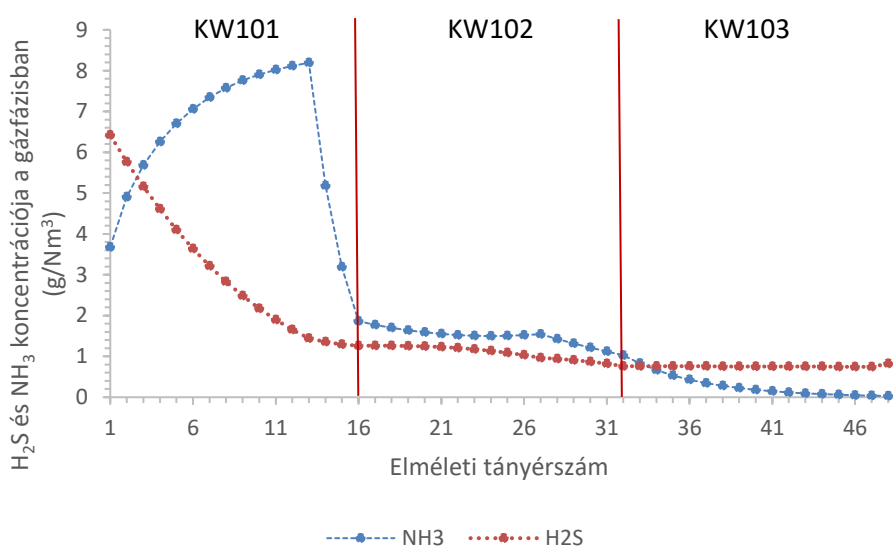
Az előzőekben bemutatott 7 esetnél a mért értékekhez viszonyított relatív hiba értékeket a tartalmazza 8. táblázat. Megfigyelhető, hogy mindhárom komponens esetében a legkisebb relatív hiba annál a sebességalapú modellnél van, melynél a reakció kinetikákat figyelembe vettem és a reakciókat felvettem a kolonna specifikációknál is (1. eset).

**8. táblázat: A különböző modell esetek relatív hibái a mért értékekhez képest**

	Relatív hiba (%)						
	1. eset	2. eset	3. eset	4. eset	5. eset	6. eset	7. eset
<b>NH<sub>3</sub></b>	1,33	220,73	75,36	98,49	1746,57	99,94	98,31
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,55	3,96	235,79	84,47	96,36	653,14	84,72
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,83	1,23	41,28	45,79	48,92	73,46	6,52

Az előzőekben megvizsgált modell esetek közül a sebességalapú modellel számoltam tovább, melynél figyelembe vettem a reakció kinetikákat és felvettem külön a reakciókat a kolonna specifikációknál is (1. eset).

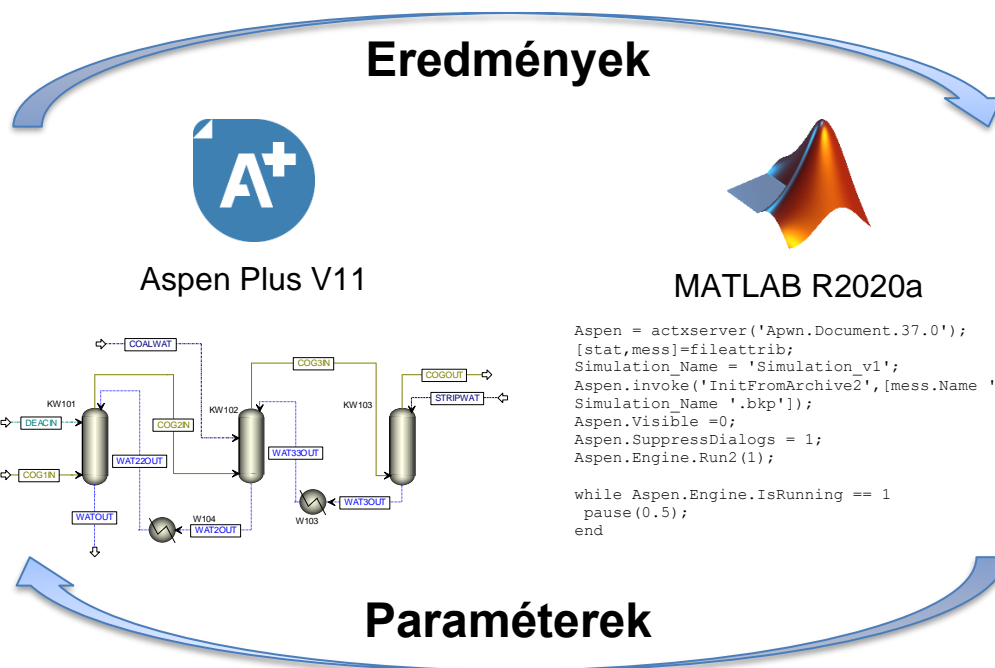
A kolonnákban kialakuló koncentráció profilokat a 18. ábra mutatja be. Megfigyelhető, hogy a  $H_2S$  koncentrációja a KW101 kolonnában meredeken csökken, majd a másik két kolonnában kismértékű csökkenés figyelhető meg. A KW101 mosótoronyban az  $NH_3$  koncentrációja folyamatosan növekszik a belépő koncentrációhoz képest a savtalanvíz bevezetéséig, amit a savtalanvízből történő  $NH_3$  deszorpciós folyamata okoz. A KW102 és KW103 kolonnákban az  $NH_3$  koncentrációja folyamatos csökkenést mutat. A koncentráció profilokból is jól látszik, hogy a KW101 kolonna fő feladata a  $H_2S$  eltávolítása, míg a KW102 és KW103 kolonnák a durva-, illetve finom  $NH_3$  mosást végzik.



18. ábra: Gázfázisban a fő szennyezőkomponensek koncentráció profilja a 3 kolonnában

#### 4.2 Aspen Plus és MATLAB kapcsolat kialakítása

A bemenő paraméterek vizsgálatához, valamint az optimalizálási feladat elvégzéséhez célszerű az Aspen modellt összekapcsolni MATLAB programmal. Ezzel a megoldással széles paramétertartomány vizsgálható, valamint az eredmények is könnyebben kezelhetőek, kielemezhetőek. A két program összekapcsolásának lényegét a 19. ábra mutatja be.



**19. ábra: Aspen Plus és MATLAB összekapcsolása**

### 4.3 Modell validálás

A modell validálásához a különböző mintavételi napokon vett mérési eredményeket használtam fel. Mivel minden mintavétel során csak a H<sub>2</sub>S és NH<sub>3</sub> koncentrációt mértük meg, ezért a 9. táblázatban ezen szennyezőkomponenseknek a mért és a modell által számított eredmények közötti relatív hibát mutatom be.

**9. táblázat: Relatív hiba a mintavételek során mért és a modell által számított értékek között**

Mintavételi pont	20.10.21		20.11.04		20.11.11		20.11.19		22.08.30		22.08.31	
	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S
	(%)		(%)		(%)		(%)		(%)		(%)	
3.	17	27	25	20	17	32	23	32	18	26	13	29
4.	8	13	4	4	8	16	20	18	8	17	32	19
5.	1	1	3	9	1	7	6	6	2	15	5	0

Az eredményekből látszik, hogy a KW101-es kolonna közepén (3. mintavételi pont) vett minta és a modell által számított értékek között 13-32% közötti relatív hiba van. Ez meglehetősen nagy hiba, viszont abból ered, hogy a nehéz pontosan meghatározni a mintavétel helyét a kolonna mentén, illetve az kolonna felépítése

sem egyezik meg teljesen a modellel. Azonban a KW101-es kolonnából kilépő (4. mintavételi pont) mintáknál már többnyire kisebb relatív hiba figyelhető meg. A legkisebb relatív hiba értékek a teljes gáztisztító technológiából kilépő minták esetében figyelhető meg (5. mintavételi pont). Minden mintavételi pontra tökéletesen nem lehet illeszteni a modellt, ugyanis a mintavételeknek, a laboratóriumi méréseknek, valamint az online méréseknek (térfogatáram, hőmérséklet, nyomás) is van hibájuk.

#### **4.4 Érzékenységvizsgálat**

Az érzékenység vizsgálat során a megfigyelt paramétereket két csoportra osztottam aszerint, hogy az üzemeltetés során módosítható a paraméter vagy sem. Továbbá az eredményeket átszámoltam tisztítási hatásfokra az alábbi összefüggés alapján annak érdekében, hogy könnyebben össze lehessen hasonlítani.

$$\text{tisztítási hatásfok} = \frac{\text{belépő mennyiség} - \text{kilépő mennyiség}}{\text{belépő mennyiség}} \cdot 100 \quad (40)$$

A diagramokon citromsárgával jelzett pontok jelölik az alapesetben mért értékeket.

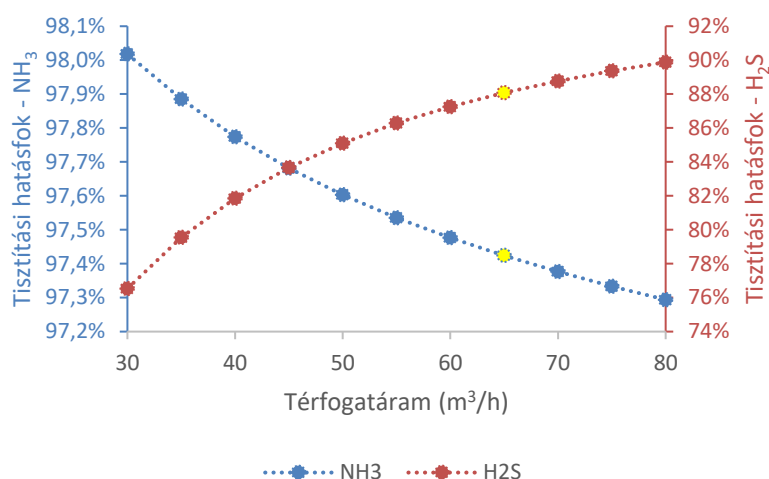
##### **4.4.1 Befolyásolható paraméterek**

Az alábbiakban azoknak a paramétereknek a hatását vizsgáltam meg, amelyek az üzemeltetés során változtathatóak. Ezek közé tartozik a mosófolyadékok térfogatárama és hőmérséklete, valamint a kamragáz hőmérséklete.

- Savtalanvíz térfogatárama:

A savtalanvizet a kén-hidrogén mosótoronyba vezetik be, a 4. tányérra (1. tányérra a KW102 kolonnából érkező mosófolyadékot, a 16. tányérra a technológiába belépő kamragázt vezetik be). Ez a legnagyobb arányban alkalmazott mosófolyadék, emiatt jelentős hatása van a gáztisztításra.

A vizsgálat során 30-80 m<sup>3</sup>/h közötti tartományt néztem, ugyanis üzemeltetés szempontjából a valóságban is ebben a tartományban lehetséges változtatni. Az eredményeket a 20. ábra tartalmazza.



**20. ábra: Savtalanvíz térfogatáramának hatása**

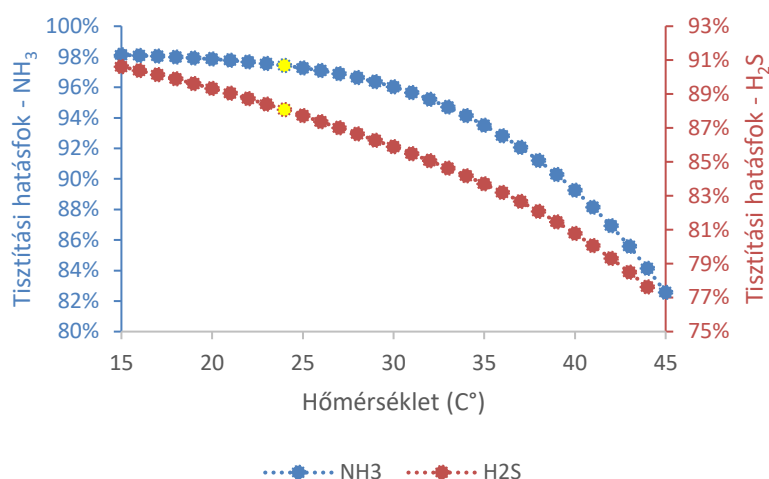
Megfigyelhető, hogy a savtalanvíz térfogatáramát 55 m<sup>3</sup>/h értékig növelve meredekebben változik a tisztítási hatásfok mértéke. 55 m<sup>3</sup>/h érték fölött egyre inkább ellaposodnak a görbék.

A legnagyobb hatással a H<sub>2</sub>S csökkenésére van, mely esetében a savtalanvíz teljes vizsgálati tartományát nézve a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka 76,5%-ról 89,9%-ra nő. Azonban a savtalanvízben jelentős mennyiségben van NH<sub>3</sub>, mely deszorpciója növeli a gázban jelenlévő mennyiségét. Ennek ellenére az NH<sub>3</sub> tisztítási hatásfoka még így is meglehetősen magas, és 98,0%-ról mindössze 97,3%-ra csökkent.

Összegezve elmondható, hogy a teljes tartományt nézve, a savtalanvíz térfogatáramának növelésével a 13,3%-kal nőtt a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfok, ezzel szemben 0,7%-kal romlott az NH<sub>3</sub> tisztítási hatásfoka.

- Savtalanvíz hőmérséklete:

A savtalanvíz hőmérsékletét 15-45 °C között változtattam. A gyakorlatban már a 20 °C alá hűtés is nehezen megvalósítható, főleg a nyári hónapokban. A vizek hűtését az év jelentős részében egy természetes huzatú és 4 db mesterséges huzatú hűtőtorony látja el. Azonban a nyári hónapokban ebben a feladatban 2 db abszorpciós hűtőgép is üzembe lehet helyezni. A 21. ábra mutatja a savtalanvíz hőmérsékletének változtatásával kapott tisztítási hatásfokokat.

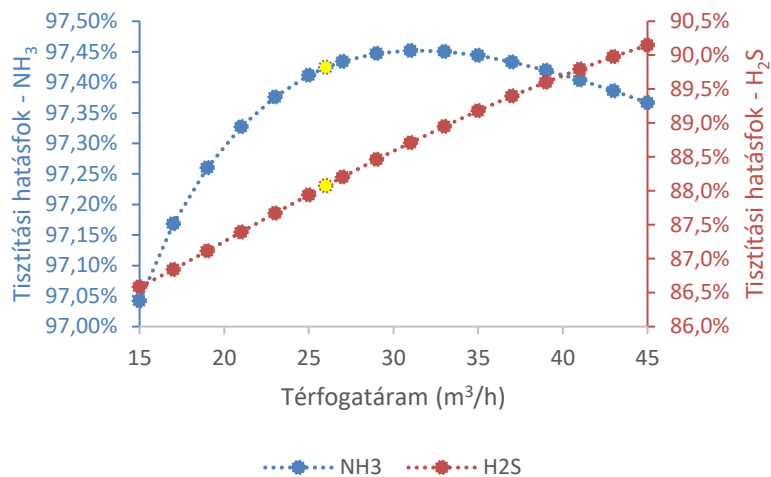


**21. ábra: Savtalanvíz hőmérsékletének hatása**

A savtalanvíz hőmérsékletének növelése kedvezőtlenül hat az abszorpciós folyamatokra. Mindkét komponens esetében a hőmérséklet növekedésével egyre nagyobb a hatásfok csökkenés. A H<sub>2</sub>S esetében a tisztítási hatásfok 15-35 °C között fokanként 0,2-0,5% közötti a csökkenés és a 36-45 °C közötti tartományban sem éri el a fokankénti 1%-os csökkenést. Az NH<sub>3</sub> esetében, azonban 39-45 °C közötti tartományban már több mint 1%-os csökkenés figyelhető meg fokanként. A teljes vizsgált tartományt tekintve a hőmérséklet növelésével a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka 13,9%-ot csökkent, míg az NH<sub>3</sub> esetében 15,6%-ot.

- Gázvíz térfogatára:

A gázvíz a szénelegy nedvességtartalmából származik. Térfogatára egy közti tartály segítségével kis mértékben szabályozható, de jelentősen befolyásolja, hogy hány kamrával megy az üzem, vagyis mennyi a kamrákba töltött napi szénelegy mennyisége. A vizsgálat során 15 és 45 m<sup>3</sup>/h között változtattam a térfogatáramot. A kapott eredményeket az 22. ábra mutatja be.



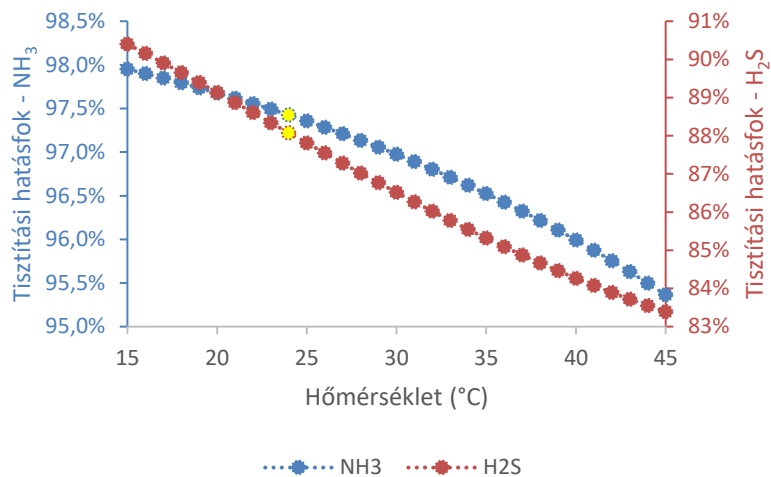
**22. ábra: Gázvíz térfogatáramának hatása**

A H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka a gázvíz térfogatáramával nő, azonban egyre kisebb mértékben, két fokkonkénti különbség 2,6%-ról 0,17%-ra csökken. Az NH<sub>3</sub> tisztítási hatásfoka a gázvíz térfogatáramának növelésével kezdetben csekély mértékben javul, majd 31 m<sup>3</sup>/h térfogatáramtól egy mérsékelt csökkenés figyelhető meg. Ez a csökkenés azzal magyarázható, hogy a gázvízben jelenlévő ammónia-tartalom miatt nem képes több szennyezőkomponenst abszorbeálni.

A teljes tartományt megfigyelve a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka 3,6%-kal növekedett, míg az NH<sub>3</sub>-nál a csökkenés ellenére is 0,3%-ot növekedett, ha pedig a 15-31 m<sup>3</sup>/h-ás tartományt nézzük, akkor 0,4%-os a csökkenés.

- Gázvíz hőmérséklete:

A gázvíz hőmérsékletét 15-45 °C között vizsgáltam meg, melyet a 23. ábra szemléltet. Hasonlóan a savtalanvízhez a 20 °C alatti hőmérséklet a nyári időszakban nehezen biztosítható.



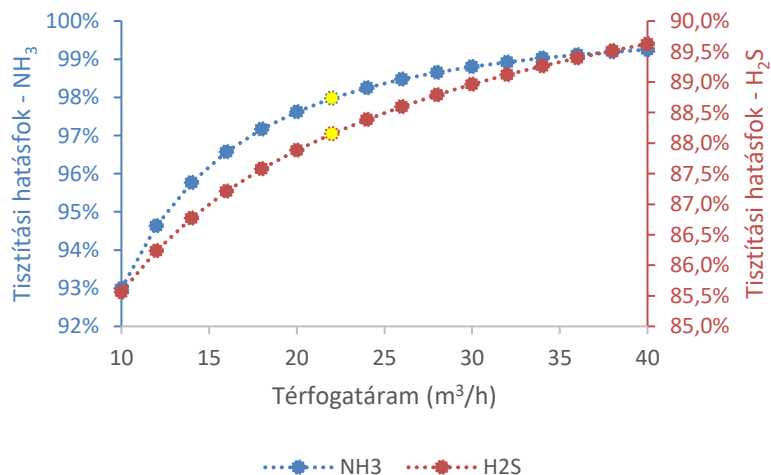
23. ábra: Gázvíz hőmérsékletének hatása

A gázvíz hőmérsékletének emelésével mindkét komponens tisztítási hatásfoka romlott. A H<sub>2</sub>S esetében a fokenkénti csökkenés kezdetben 0,25-0,27% között volt, majd 30 °C fölött egyre kisebb lett a csökkenés mértéke és végül 0,16%-ra csökkent. Ezzel szemben az NH<sub>3</sub> esetében kezdetben 0,05% volt a fokenkénti csökkenés, majd a tartomány végére 0,13%-re emelkedett.

A H<sub>2</sub>S esetében a teljes vizsgálati tartományban 7,0%-os, míg az NH<sub>3</sub> esetében 2,6%-os hatásfok csökkenés figyelhető meg.

- Kigőzölt víz térfogatárama:

A kigőzölt víz térfogatáramát 10-40 m<sup>3</sup>/h között vizsgáltam meg, melyet a 24. ábra mutat be.



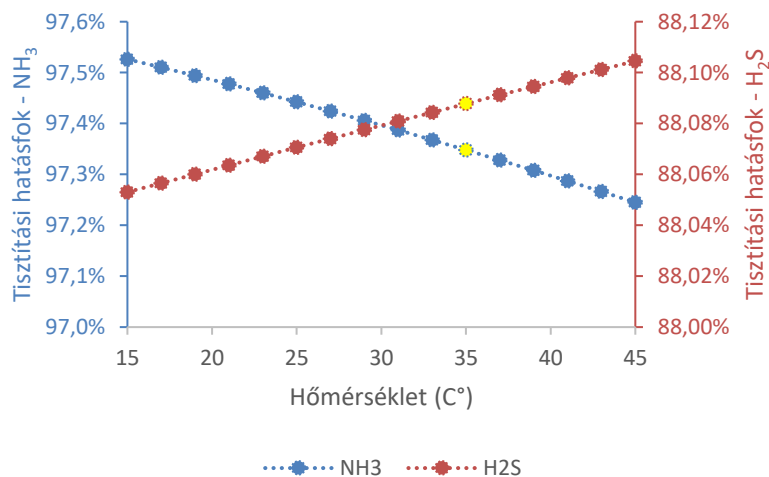
24. ábra: Kigőzölt víz térfogatáramának hatása

A 24. ábrán bemutatott eredmények alapján elmondható, hogy a kigőzölt víz térfogatáramának növelésével javul a szennyező komponensek kinyerése. Mindkettő esetében a tartomány alsó felében nagyobb mértékű a csökkenés, majd mérsékeltén ellaposodnak a görbék.

A kigőzölt víz térfogatáramának növelésével a teljes vizsgált tartományban a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka 4,1%-kal javult, míg az NH<sub>3</sub> esetében 7,96%-ot és így 99%-os tisztítási hatásfok érhető el.

- Kigőzölt víz hőmérséklete:

A kigőzölt víz hőmérsékletét a többi mosófolyadékhoz hasonlóan 15 és 45 °C között változtattam. Az eredményeket a 25. ábra mutatja be.



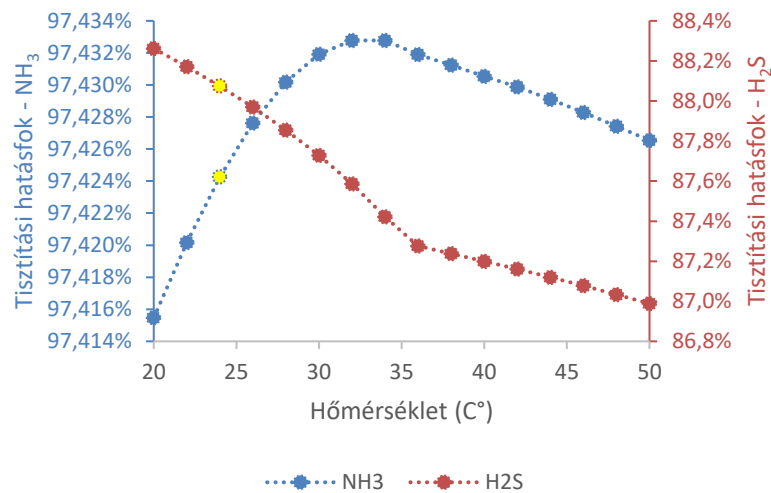
**25. ábra: Kigőzölt víz hőmérsékletének hatása**

A kigőzölt víz hőmérsékletének változtatása meglehetősen kis hatással volt a tisztítási hatásfokokra. A szennyező komponens esetében a tisztítási hatásfok a kigőzölt víz hőmérsékletének növelésével lineárisan változott, a H<sub>2</sub>S estében növekedett, míg az NH<sub>3</sub> esetében csökkent. Az NH<sub>3</sub> esetében mindössze 0,3% a csökkenés a vizsgálati tartomány két végpontja között, míg a H<sub>2</sub>S esetében a növekedés 0,05%.

- Kamragáz hőmérséklete

A kamragáz hőmérsékletét 20-50 °C között változtattam. A számított eredményeket a 26. ábra mutatja be. A vizsgálathoz a modellbe felvettem egy

hőcserélőt, mely a belépő gáz hőmérsékletét változtatja, ezáltal nem változik a belépő kamragáz többi paramétere.



26. ábra: Kamragáz hőmérsékletének hatása

A kamragáz hőmérsékletének változtatása meglehetősen kis hatással van a tisztítás hatásfokára. Megfigyelhető, hogy a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka a teljes tartományban csökkent a hőmérséklet növelésével, azonban egy töréspont figyelhető meg 36 °C-nál, melytől ellaposodik a csökkenés. Ezzel szemben az NH<sub>3</sub> tisztítási hatásfokánál 32 °C-nál egy maximum figyelhető meg, mely alatt javult, fölötté romlott a tisztítási hatásfok. Ez a jelenség a végbemenő deszorpciós folyamatokkal magyarázható.

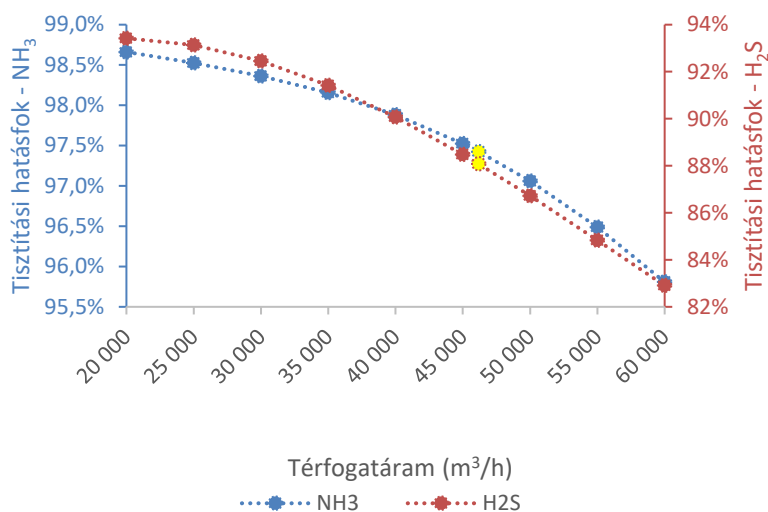
#### 4.4.2 Nem befolyásolható paraméterek

A következőkben azoknak a paramétereknek a hatását vizsgáltam meg, amelyek az üzemeltetés során nem változtathatóak, ugyanis többnyire a piaci körülmények befolyásolják. Ezek közé tartozik a kamragáz térfogatárama és a H<sub>2</sub>S-tartalma (ami közvetetten a szénelegy kéntartalma).

- Kamragáz térfogatárama:

A kamragáz térfogatáramának hatását 20 000-60 000 m<sup>3</sup>/h között változtattam. A tartomány felsőhatárát az üzem maximális kapacitása alapján határoztam meg. A tartomány alsó határát a jelenleg egyre inkább akadozó alapanyag beszállításból és készlethiányból adódó alacsony termelési szinthez állítottam be, illetve ez alatt a

szint alatt már a kamragáztisztítás üzemeltetési problémákba ütközik. A kapott eredményeket a 27. ábra mutatja be.

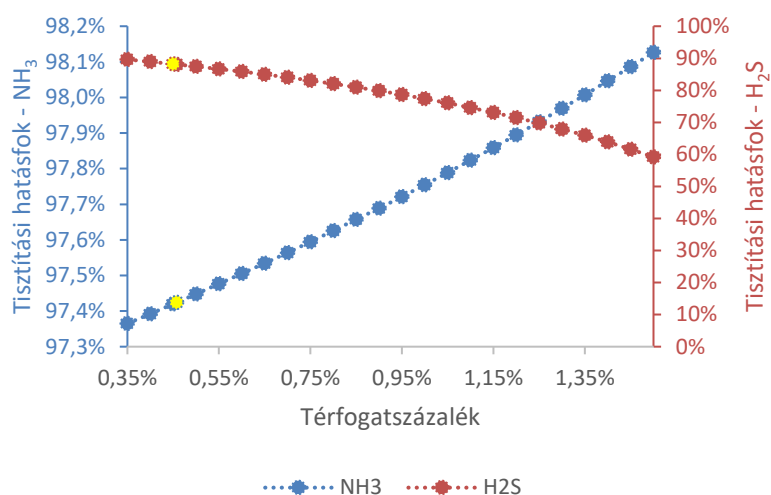


**27. ábra: Kamragáz térfogatáramának hatása**

Ahogy az várható volt, a kamragáz térfogatáramának növelésével csökkent a szennyező komponensek tisztítási hatásfoka, ugyanis más paramétereket nem változtattam. A kamragáz térfogatáramának változtatása a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfokára volt nagyobb hatással. A teljes vizsgálati tartomány alatt 10,5%-os csökkenés figyelhető meg, míg az NH<sub>3</sub> esetében 2,9%-os a két végpont közötti különbség.

- Kamragáz H<sub>2</sub>S-tartalma

Az elmúlt években egyre több szénbánya zárt be, valamint az ukrán-orosz háború miatt a szénellátás egyre nehezebben kiszámítható. Emiatt a jó minőségű, alacsony kéntartalmú kokszolható szenek egyre nehezebben beszerezhetőek, valamint áruk jelentősen emelkedik. Ezért vizsgáltam meg a kamragáz H<sub>2</sub>S-tartalmának a hatását is, mely a 28. ábrán figyelhető meg.



**28. ábra: Kamragáz H<sub>2</sub>S-tartalmának a hatása**

Megfigyelhető, hogy az NH<sub>3</sub> ellentétes lefutású görbéje a H<sub>2</sub>S-nek. A belépő H<sub>2</sub>S térfogatszázalékának növelésével kezdetben kevésbé, majd egyre meredekebben csökken a H<sub>2</sub>S tisztítás hatásfoka. A 1. mintavétel során mért belépő térfogatszázalékhoz képest, ha duplájára nő a H<sub>2</sub>S térfogatszázaléka, akkor a H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka 8,2%-kal, míg ha triplájára nő, akkor 22,1%-kal romlik. Az NH<sub>3</sub> esetében, ha triplájára nő a belépő H<sub>2</sub>S térfogatszázalék, akkor is kevesebb, mint 0,6%-kal javul az NH<sub>3</sub> tisztítási hatásfoka.

#### 4.4.3 Érzékenység vizsgálat eredményeinek összefoglalása

Az előző két alfejezetben bemutatott eredményeket a 10. táblázatban foglaltam össze, illetve a bemutatott eredményeket kiegészítettem a CO<sub>2</sub> és a HCN szennyező komponensekkel is.

10. táblázat: Vizsgált paraméterek hatásának összefoglalása

Vizsgált paraméterek	H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub>	HCN
<i>Eredeti tisztítási hatásfok</i>	88,1%	97,4%	29,4%	81,8%
Savtalanvíz térfogatáramának hatása (30 m <sup>3</sup> /h-ról 80 m <sup>3</sup> /h-ra növelve)	13,3%	-0,7%	13,4%	41,9%
Savtalanvíz hőmérsékletének hatása (15 °C-ról 45 °C-ra növelve)	-13,9%	-15,6%	22,1%	-40,1%
Gázvíz térfogatáramának hatása (15 m <sup>3</sup> /h-ról 45 m <sup>3</sup> /h-ra növelve)	3,6%	0,3%	3,9%	15,7%
Gázvíz hőmérsékletének hatása (15 °C-ról 45 °C-ra növelve)	-7,0%	-2,6%	3,1%	-0,9%
Kigőzölt víz térfogatáramának hatása (10 m <sup>3</sup> /h-ról 40 m <sup>3</sup> /h-ra növelve)	4,1%	7,9%	-0,7%	16,7%
Kigőzölt víz hőmérsékletének hatása (15 °C-ról 45 °C-ra növelve)	0,1%	-0,3%	1,3%	-0,2%
Kamragáz hőmérsékletének hatása (20 °C-ról 50 °C-ra növelve)	1,1%	0,5%	1,6%	-1,7%
Kamragát térfogatáramának hatása (20 000 m <sup>3</sup> /h-ról 60 000 m <sup>3</sup> /h-ra növelve)	-10,1%	-2,9%	-23,7%	-35,2%
Kamragáz H <sub>2</sub> S tartalmának hatása (0,35 tf%-ról 1,5 tf%-ra növelve)	-30,4%	0,8%	-7,2%	-16,1%

Az eredmények alapján megállapító, hogy a befolyásolható paraméterek közül a savtalanvíz hőmérsékletének, és térfogatáramának van a legnagyobb hatása a tisztítási hatásfokra az összes szennyezőkomponens esetében. A H<sub>2</sub>S tisztítási hatásfoka a savtalanvíz (13,3%), a kigőzölt víz (4,1%) és a gázvíz (3,6%) térfogatáramainak növelésével javul. Az NH<sub>3</sub> esetében a savtalanvíz térfogatáramának növelése romlást okozott, mely feltehetően az NH<sub>3</sub> deszorpciójával magyarázható. A mosófolyadék hőmérsékletének növelése, a CO<sub>2</sub> kivételével, minden komponensnél a tisztítási hatásfok csökkenését okozta. A nem befolyásolható paraméterek közül a kamragáz térfogatáramának növelésével az NH<sub>3</sub> tisztítási hatásfoka romlott a legkevésbé (-2,9%), melyet a H<sub>2</sub>S (-10,1%) követett. Továbbá nem befolyásolható paraméterként vizsgáltam meg a kamragáz

H<sub>2</sub>S tartalmának növelését is, mely az NH<sub>3</sub> kivételével az összes szennyezőkomponens tisztítási hatásfokát rontotta.

#### 4.5 Optimalizálási feladatok meghatározása

Az előző fejezetben ismertetett eredmények alapján szélsőérték keresést végeztem el, mellyel célom optimális üzemi körülmények megtalálása volt. Két optimalizálási feladatot fogalmaztam meg. Az egyik, hogy a kilépő kamragázban a három fő szennyező komponens mennyisége a lehető legkisebb legyen. Erre azért lehet szükség, mert elképzelhető, hogy a közeljövőben szigorodnak majd a kibocsátási határértékek és fontos látni, hogy a jelenlegi technológiával mi az elérhető legnagyobb szennyezőkomponens kinyerés.

A másik optimalizálási feladat során azt vizsgáltam, hogy a jelenleg érvényben lévő kibocsátási határértékek mellett a lehető legkisebb legyen a technológia energiaigénye. Ehhez a legfontosabb szempont a vízáramok hűtésének csökkentése, ugyanis különösen a nyári hónapok alatt nagy mennyiségű energia befektetésre van szükség a mosóvizek hűtésére. A kilépő kamragázban a maximálisan megengedhető H<sub>2</sub>S 1 000 mg/Nm<sup>3</sup> jogszabályi előírás szerint, míg az ammóniára nincs jogszabályi határérték, viszont az energiaszolgáltató Kft. csak akkor veszi át a kamragázt, ha a gázban lévő NH<sub>3</sub> értéke kevesebb, mint 0,5 mg/Nm<sup>3</sup> (Commission Implementing Decision 2012/135/EU, 2012).

Ezek alapján a 11. táblázatban összefoglalt alsó és felső korlátokat alkalmaztam az optimalizálási feladatokhoz. A kigőzölt víz hőmérsékletének alig van hatása a gáztisztításra, ezért ezt nem vettem figyelembe a korlátok között.

11. táblázat: Optimalizálási feladatok alsó és felső korlátjai

	Paraméterek					
	Savtalanvíz		Gázvíz		Kigőzölt víz	
	Térfogatáram	Hőmérséklet	Térfogatáram	Hőmérséklet	Térfogatáram	
<b>Alsó korlát</b>	30 m <sup>3</sup> /h	15 °C	15 m <sup>3</sup> /h	15 °C	10 m <sup>3</sup> /h	
<b>Felső korlát</b>	80 m <sup>3</sup> /h	45 °C	45 m <sup>3</sup> /h	45 °C	40 m <sup>3</sup> /h	

A két optimalizálási feladathoz a 12. táblázatban feltüntetett célfüggvényeket alkalmaztam:

**12. táblázat: Optimalizálási feladatok célfüggvényei**

	Célfüggvények
Optimalizálási feladat 1	$f(1) = (0 - H_2S)^2 + (0 - NH_3)^2$
Optimalizálási feladat 2	$f(2) = 2 \cdot (DWTEMP_{max} - DWTEMP)^2 + (CWTEMP_{max} - CWTEMP)^2 + 10 \cdot (H_2S_{max} - H_2S)^2 + 10 \cdot (NH_{3max} - NH_3)^2$

A 12. táblázatban a  $H_2S$  jelöli a modell által számított kilépő  $H_2S$  tömegáramát, míg az  $NH_3$  a modell által számított kilépő  $NH_3$  tömegáramát a kamragázban. A  $DWTEMP$  a savtalanvíz hőmérsékletét, a  $CWTEMP$  a gázvíz hőmérsékletét jelöli. Az egyenletben szereplő  $DWTEMP_{max}$  és  $CWTEMP_{max}$  konstansok az érzékenységi vizsgálatnál megengedett maximális értékek, míg a  $H_2S_{max}$  és a  $NH_{3max}$  konstansok a jogszabályi előírás és a megállapodás szerinti megengedhető maximális értékek tömegáramra átszámítva.

#### 4.5.1 Fmincon, nemlineáris szélsőérték keresés

A szélsőérték kereséshez a MATLAB fmincon függvényt alkalmaztam, amely az alábbi egyenlettel leírt nemlineáris belsőpontos optimalizálási technika (Mathworks, 2022).

$$\min f(x) \begin{cases} c(x) \leq 0 \\ c_{eq}(x) = 0 \\ A \cdot x \leq b \\ A_{eq} \cdot x = b_{eq} \\ LB \leq x \leq UB \end{cases} \quad (41)$$

ahol a  $b$  és  $b_{eq}$  vektorok,  $A$  és  $A_{eq}$  mátrixok,  $c(x)$  és  $c_{eq}(x)$  függvények, amelyek vektorokat adnak vissza, és  $f(x)$  függvény, amely egy skalárt ad vissza. Az  $x$ ,  $LB$  és  $UB$  megadhatóak vektorként vagy mátrixként.

## 4.5.2 Optimalizálás eredményei

A megfogalmazott két optimalizálási feladat eredményeit a 13. táblázatban foglaltam össze. A táblázatban feltüntettem a jelenlegi munkapont adatait is a könnyebb összehasonlíthatóság érdekében.

13. táblázat: Optimalizálási feladatok eredményei

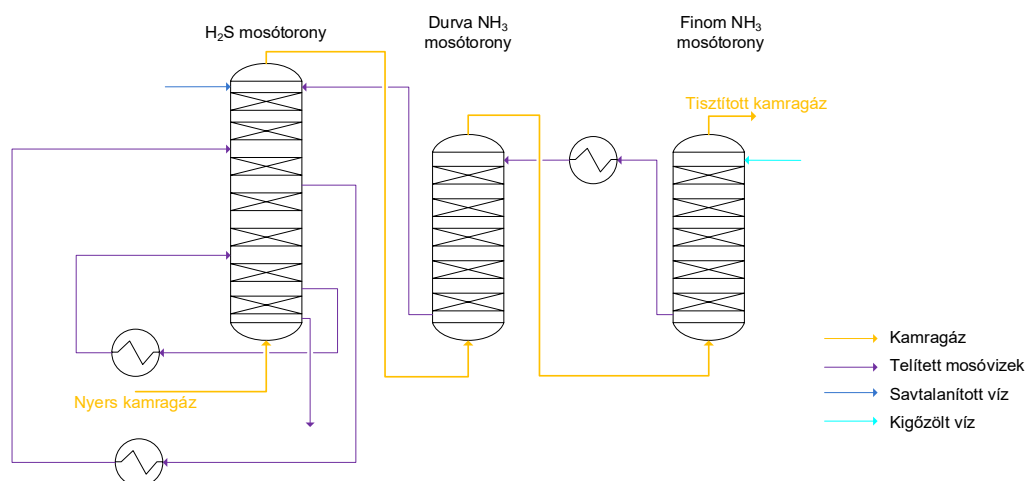
		Aktuális munkapont	Optimalizálási feladat 1	Optimalizálási feladat 2
<b>Savtalanvíz</b>	Térfogatáram (m <sup>3</sup> /h)	65,00	70,18	61,04
	Hőmérséklet (°C)	24,00	18,59	29,87
<b>Gázvíz</b>	Térfogatáram (m <sup>3</sup> /h)	29,00	43,99	18,02
	Hőmérséklet (°C)	25,00	21,62	44,98
<b>Kigőzölt víz</b>	Térfogatáram (m <sup>3</sup> /h)	22,00	22,71	22,09
<b>Szennyező komponensek</b>	H <sub>2</sub> S (g/Nm <sup>3</sup> )	0,82	0,54	1,00
	NH <sub>3</sub> (g/Nm <sup>3</sup> )	0,03	0,01	0,50
	HCN (g/Nm <sup>3</sup> )	0,04	0,03	0,04
Becsült energiaigény (MW) (mosófolyadékok hűtésére)		4,14	5,40	2,84

Az Optimalizálási feladat 1 oszlopban azokat az eredményeket gyűjtöttem, amik a kilépő gáz szennyező komponenseinek minimalizálására irányulnak. Megfigyelhető, hogy a mosófolyadékok hőmérsékletének viszonylag alacsonynak kell lennie, míg a térfogatáramának magasnak.

Az Optimalizálási feladat 2 oszlopban foglaltam össze a technológia energiaigényeinek minimalizálásához szükséges paramétereket. Ekkor a mosófolyadékokat nem szükséges nagy mértékben visszahűteni, így a mosófolyadékok regenerálása utáni hűtéshez kevesebb segédenergia szükséges. Továbbá a jelenlegi munkaponthoz képest a mosófolyadékok térfogatárama is csökkent.

#### 4.6 Modell alkalmazása hasonló technológiánál

Az általam vizsgált technológiát számos kocszoló üzembn alkalmazzzák, mint például a lengyelországi ArcelorMittal kocszolójában, az indonéz PT Krakatau Posco kocszolójában vagy a szlovák U.S. Steel kocszolójában. Utóbbítól kaptam átlagos adatokat, illetve technológiai paramétereket, melyek alapján kisebb módosításokat végeztem el a stacioner szimulátoron. Az általuk alkalmazott kamragáztisztító technológia nagy vonalakban megegyezik a dunaújvárosi üzembn technológiájával azonban lényegesen nagyobb a kapacitása és folyamatosan alkalmaznak a H<sub>2</sub>S mosótoronyban mosófolyadék hűtést, ahogy az egyszerűsített folyamatábra is mutatja a 29. ábrán. Erre a kolonna menti hűtésre a részletesen vizsgált technológiánál is lenne lehetőség, azonban üzemi tapasztalatok alapján, már több éve egyáltalán nem alkalmazzzák.



29. ábra: Kassai kamragáztisztító technológia egyszerűsített folyamatábrája

A kassai technológiát nem szerettem volna teljes mértékben leképezni, ezért csak a főbb kolonna paramétereket, anyagáramokat, illetve összetételeket módosítottam a meglévő szimulátorban, melyeket a 14. táblázat tartalmaz.

14. táblázat: Kassai technológia főbb paraméterei

<b>Kolonna méretek</b>	<b>H<sub>2</sub>S</b>	<b>Durva NH<sub>3</sub></b>	<b>Finom NH<sub>3</sub></b>
	<b>mosótorony</b>	<b>mosótorony</b>	<b>mosótorony</b>
Kolonna magasság (m)	33	37	37
Kolonna átmérő (m)	2,3	2,6	2,6
<b>Térfogatáram</b>	<b>Minimum</b>	<b>Normál</b>	<b>Maximum</b>
Kamragáz (m <sup>3</sup> /h)	54 000	110 000	120 000
Kigőzölt víz (m <sup>3</sup> /h)	45	55	60
Savtalanvíz (m <sup>3</sup> /h)	85	110	120

A modell által számolt eredményeket 15. táblázatban foglaltam össze. Megfigyelhető, hogy a számított értékek magasabbak, mint a mért értékek, de ennek ellenére elmondható, hogy azonos nagyságrendben változik a kamragázban a két szennyezőkomponens koncentrációja. Azonban ennél pontosabb eredmények nem is várhatóak el, ugyanis átlagos összetételekkel és térfogatáramokkal számoltam. Továbbá a H<sub>2</sub>S mosótorony esetében elhanyagoltam a belső hűtőköröket, ami miatt szintén kevésbé pontos a modell. Ugyanakkor az jól látszik, hogy az általam elkészített modell kisebb módosítások, illetve pontosabb mérési adok segítségével jól illeszthetőek hasonló technológiákhoz.

15. táblázat: Kassai átlagos gázösszetétel és a modell által számított eredmények

		<b>Belépő</b>	<b>H<sub>2</sub>S</b>	<b>Durva NH<sub>3</sub></b>	<b>Finom NH<sub>3</sub></b>
			<b>mosótorony</b>	<b>mosótorony</b>	<b>mosótorony</b>
			<b>kilépő</b>	<b>kilépő</b>	<b>kilépő</b>
			<b>(g/Nm<sup>3</sup>)</b>		
<b>H<sub>2</sub>S</b>	Mért	3,53	0,454	0,266	0,027
	Számított	3,53	0,728	0,565	0,040
<b>NH<sub>3</sub></b>	Mért	2,51	1,515	0,065	0,009
	Számított	2,51	2,171	0,143	0,015

## 4.7 Következtetések

Munkám során felépítettem és mérési eredményekkel validáltam a kokszoló kamragáztisztító technológiájának a stacioner szimulációját, mely egy meglehetősen összetett feladat volt. A 3 kolonna ellenáramú összekötése, a kolonnákban alkalmazott speciális expandált lemezbetét, valamint a lejátszódó, számos párhuzamos és versengő kémiai reakció miatt.

Megvizsgáltam az egyensúlyi és a sebességalapú matematikai modell megközelítések alkalmazhatóságát, mely során 7 különböző esetet hasonlítottam össze a reakció kinetikákat is figyelembe véve. Az eredmények alapján arra a következtetésre jutottam, hogy a sebességalapú modell megközelítés a legpontosabb, mely figyelembe veszi a reakció kinetikákat és külön kolonna specifikációknál is megadtam a végbemenő reakciókat.

Ezt követően MATLAB segítségével érzékenységvizsgálatot végeztem el, hogy megvizsgáljam a befolyásolható és a nem befolyásolható paraméterek hatásait. Megállapítottam, hogy a befolyásolható paraméterek közül a savtalanvíz hőmérsékletének, és térfogatáramának van a legnagyobb hatása a tisztítási hatásfokra az összes szennyezőkomponens esetében. A  $H_2S$  tisztítási hatásfoka a mosófolyadékok térfogatáramainak növelésével minden esetben javult. Az  $NH_3$  esetében a savtalanvíz térfogatáramának növelése romlást okozott az  $NH_3$  deszorpció miatt. A mosófolyadékok hőmérsékletének növelése, a  $CO_2$  kivételével, minden komponensnél a tisztítási hatásfok csökkenését okozta. A nem befolyásolható paraméterek közül a kamragáz térfogatáramának növelésével az  $NH_3$  tisztítási hatásfoka romlott a legkevésbé. Továbbá nem befolyásolható paraméterként vizsgáltam meg a kamragáz  $H_2S$  tartalmának növelését is, mely az  $NH_3$  kivételével az összes szennyezőkomponens tisztítási hatásfokát rontotta.

Az érzékenységvizsgálat eredményei alapján két optimalizálási feladatot végeztem el a MATLAB fmincon függvényének segítségével. Az első optimalizálás során azt vizsgáltam, hogy a jelenlegi rendszer képes-e fenntartani a szükséges kamragáz tisztaságot szigorúbb környezetvédelmi előírások mellett is. Az eredmények azt mutatják, hogy ebben az esetben jelentősen alacsonyabb hőmérsékletű és nagyobb mennyiségű mosófolyadékra lenne szükség, ami azonban az üzem nagyobb energiafelhasználását okozná. A második optimalizálás során azt

vettem figyelembe, hogy a rendszer elérheti-e a kívánt kamragáz összetételt energiahatékonyabb körülmények között. Az eredmények azt sugallják, hogy a jelenlegi követelmények magasabb hőmérsékletű mosófolyadékokkal is teljesíthetők, ami különösen fontos a növekvő energiaköltségek tekintetében.

Végül megvizsgáltam azt is, hogy a létrehozott stacioner szimuláció kisebb módosításokat követően alkalmazható-e másik kokszoló üzem kamragáz tisztító technológiájának leírására. Ekkor nagyságrendileg megfelelő értékeket kaptam, azonban ahhoz, hogy kisebb legyen a hiba a mért és a számított adatok között, pontosabb mérési adatokon alapuló validációra van szükség.

## 5 Technológia dinamikus szimulátora

Ebben a fejezetben a vizsgált technológia dinamikus szimulátorának, valamint a ráépülő operátor tréning szimulátornak a felépítését és a kapott eredményeket mutatom be.

### 5.1 Dinamikus szimulátor felépítése

A dinamikus szimulátort Aspen HYSYS szoftver segítségével készítettem el, mivel ezzel nem csak a technológia dinamikus analízise végezhető el, hanem a folyamatirányítás is implementálható. A technológia dinamikus szimulátorának felépítését két részre osztom, ugyanis a kamragáz-tisztítás szempontjából a H<sub>2</sub>S mosókolonna (KW101) különösen fontos szerepet tölt be, így ennek vizsgálatával részletesebben is foglalkozom. Majd ezt követően ismertetem a teljes technológiára kibővített szimulátort.

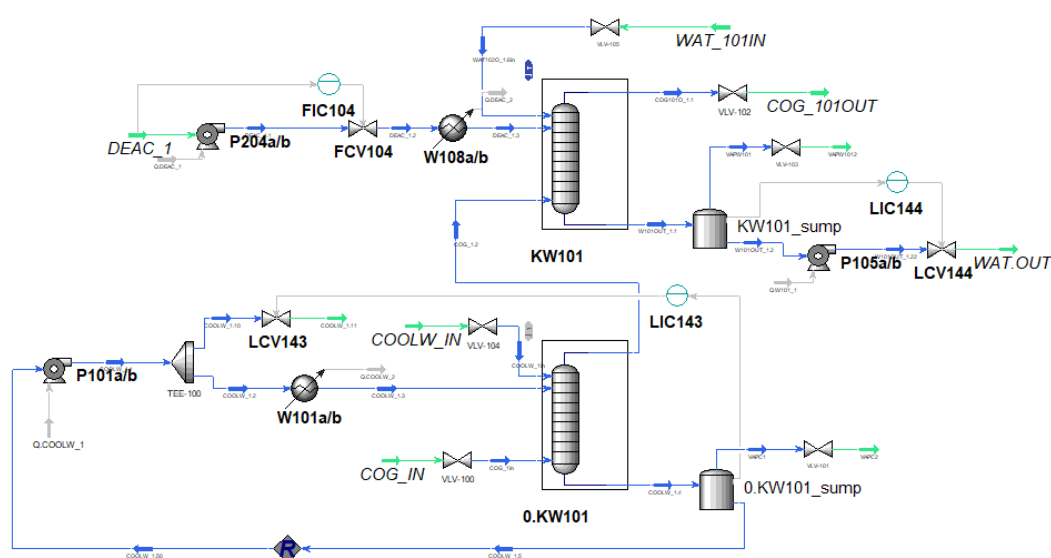
Aspen HYSYS-ban először újra fel kellett építenem a technológia stacioner modelljét. Ehhez *Properties* fülön felvettem a komponens listából a szükséges komponenseket, azonban nem a HYSYS adatbázisból, hanem az *Aspen Properties*-ből. Továbbá a *Fluid Packages*-ben szintén az *Aspen Properties*-ből az előző fejezetben ismertettekhez hasonlóan az *Electrolyte NRTL* termodinamikai tulajdonságszámító módszert választottam ki. Így le tudtam generálni szintén az *Electrolyte Wizard* segítségével a kolonnákban kialakuló elektrolit rendszer komponenseit, illetve reakcióit a (30)-(37) egyenleteknek megfelelően.

Ezután a *Simulation* fülön megkezdtem a technológia felépítését a mosókolonnákkal, szabályozó szelepekkel, szivattyúkkal és hőcserélőkkel.

#### 5.1.1 H<sub>2</sub>S mosókolonna dinamikus szimulátora

A 4. fejezetben bemutatott stacioner szimulátorhoz képest részletesebben kellett felépíteni a technológiát a dinamikus szimulátorhoz. Ennek érdekében először a H<sub>2</sub>S mosókolonna leképzését végeztem el, azonban kiegészítettem az utóhűtő fokozattal is. A fizikai mosókolonnában az utóhűtő fokozat egy kéménysapkás tányérral van elválasztva a kolonnán belül a mosófokozattól, illetve a mosófolyadékot folyadékgyűjtőről egy ejtőcső vezeti a tartály alján található

zsompba. Ezt a megoldást a folyamatszimulátor programban nem lehet egy kolonnával megvalósítani, ezért a két fokozatot elkülönítettem két abszorber modell segítségével, ahogy a 30. ábra mutatja. Továbbá a kolonnák alján található folyadékzsompokat külön tartályok alkalmazásával oldottam meg. Emellett beépítettem a szivattyúkat, hőcserélőket és szabályozó szelepeket, melyeket a 30. ábrán vastag betűkkel, a valós technológiában alkalmazott megnevezésekkel jelöltem. Be kellett építenem olyan szelepeket is, melyek a valóságban nincsenek. Ezeknek, és a köztes áramoknak a megnevezését lekicsinyítettem.



30. ábra: H<sub>2</sub>S mosókolonna leképzése Aspen HYSYS szoftverben (dinamikus)

Az 5. táblázatban kolonna méreteket és töltet típust alkalmaztam a HYSYS-ban is. Az utóhűtő fokozat kolonnájában az elméleti tányérszámot 8-nak, magasságát pedig 10 méternek adtam meg. Az utóhűtőben alkalmazott hűtőfolyadékot recirkuláltatjuk, illetve egy részét folyamatosan elveszik, és frissel pótolják. Ezt a szimulátorban úgy vettem figyelembe, hogy egy áramelosztót építettem be. A kolonna 1. tányérjára vezettem be a friss és a recirkuláltatott hűtőfolyadékot.

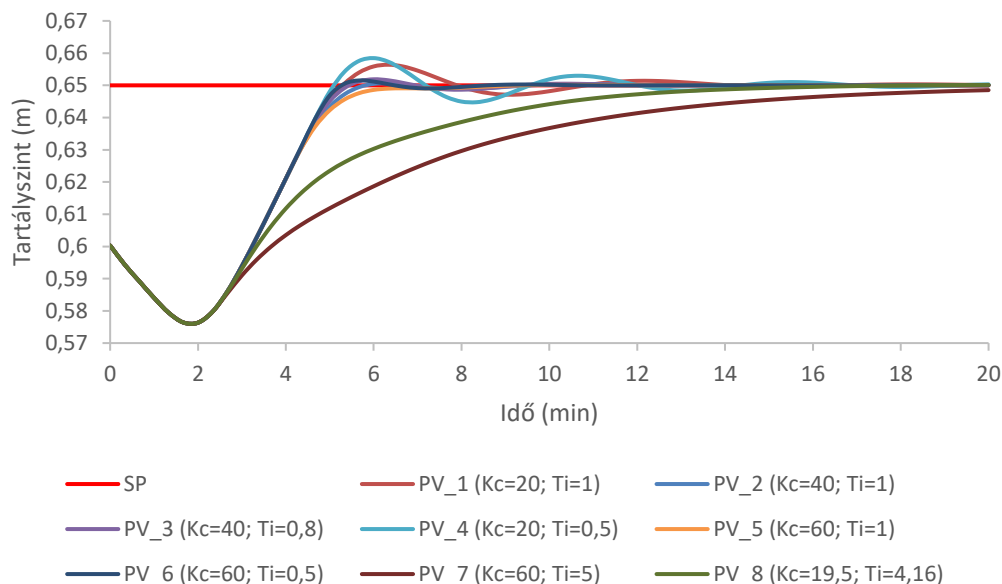
A kolonnákon belül a számítási típus megadása lényegesen eltér az Aspen Plus-tól. A sebességalapú és az egyensúlyi számítási módszerek egyaránt beállíthatók, azonban a sebességalapú számításhoz nem vehetők fel sem a kinetikailag-vezérelt reakciók, sem a kinetikai tényezők. Ezért minden kolonna esetében az egyensúlyi számítási módszert alkalmaztam és a komponensek hatásfokát változtattam tényéronként.

A KW101-es kolonnához 3 szabályozó kör tartozik: a fő kolonna és az utóhűtő fokozat zsompszintjének, illetve a belépő savtalanvíz térfogatáramának szabályozója. Mindegyik változó szabályozásához PI szabályozókat alkalmaztam, mely egyenlete a következő formában írható fel:

$$u(t) = K_c(e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t)dt) \quad (42)$$

Az egyenletben szereplő  $K_c$  erősítési tag, ha túl kicsi, akkor lassú lesz a szabályozás, azonban ha túl nagy instabil lesz a rendszer. Míg a  $T_i$  integrálási idő értékének növelésével lassabb lesz az integráló hatás, míg túl csökkentésével instabil lesz a rendszer.

A szabályozók hangolását kézzel, illetve az Aspen HYSYS Autotuner-ével végeztem el. A két szintszabályozó Direct módban, míg a térfogatáram szabályozó Reverse módban működött. A szabályozók hangolásának példáját az LIC 143 tartálysínt szabályozás hangolásán keresztül mutatom be a 31 ábrán. Az ábrán a PV\_8 eset az Autotunerrel számított eredményeket mutatja. Azonban a leggyorsabban a PV\_4 esetében értem el az SP értéket, így ezeket az értékeket alkalmaztam a továbbiakban.



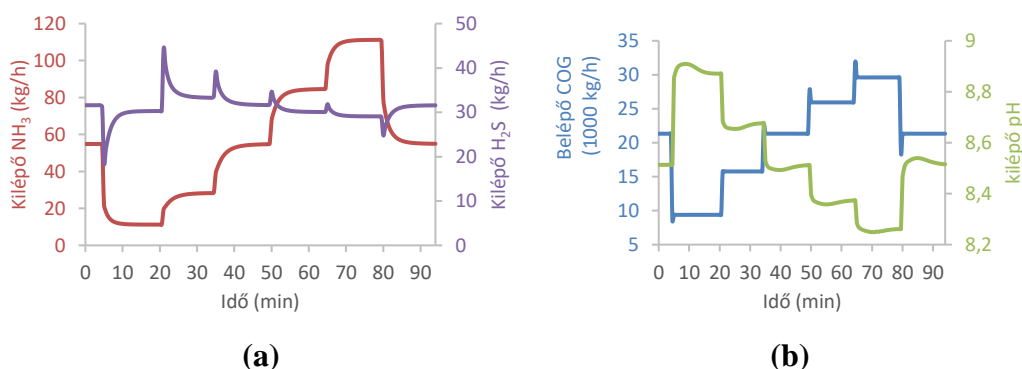
**31. ábra: LIC 143 tartálysínt szabályozás hangolása**

A 16. táblázatban foglaltam össze a 3 szabályozókör főbb paramétereit.

16. táblázat: A KW101 kolonnához kapcsolódó szabályozókörök paraméterei

Tag	Megnevezés	K <sub>c</sub>	T <sub>i</sub>	PV <sub>min</sub>	PV <sub>max</sub>	SP
LIC 143	0.KW101_sump tartályszint (utóhűtő fokozat zsompszint)	60	1	0,1 m	1 m	0,65 m
LIC 144	KW101 tartályszint	10	1	0,1 m	1,4 m	0,8 m
FIC 104	Savtalanvíz térfogatáram	0,498	0,1	5 m <sup>3</sup> /h	80 m <sup>3</sup> /h	64,6 m <sup>3</sup> /h

A dinamikus szimuláció felépítést követően a folyamat dinamikáját a belépő kamragáz tömegáramának változtatásával vizsgáltam. A 32. a) ábra az NH<sub>3</sub> és a H<sub>2</sub>S tömegáramát mutatja a kilépő gázfázisban, míg a 32. b) ábra a belépő kamragáz tömegáramának változását szemlélteti. Megfigyelhető, hogy az NH<sub>3</sub> tömegárama növekedett a kamragáz a bevezetett kamragáz tömegáramának növelésével, míg a H<sub>2</sub>S esetében fordított tendencia figyelhető meg. Az elvárt viselkedéstől való eltérést a mosófolyadék pH értékének hatása magyarázza, amely elősegítette a H<sub>2</sub>S abszorpcióját. A kilépő mosófolyadék pH értékét szintén 32. b) ábrán mutatom be.

32. ábra: H<sub>2</sub>S mosókolonna dinamikus viselkedése

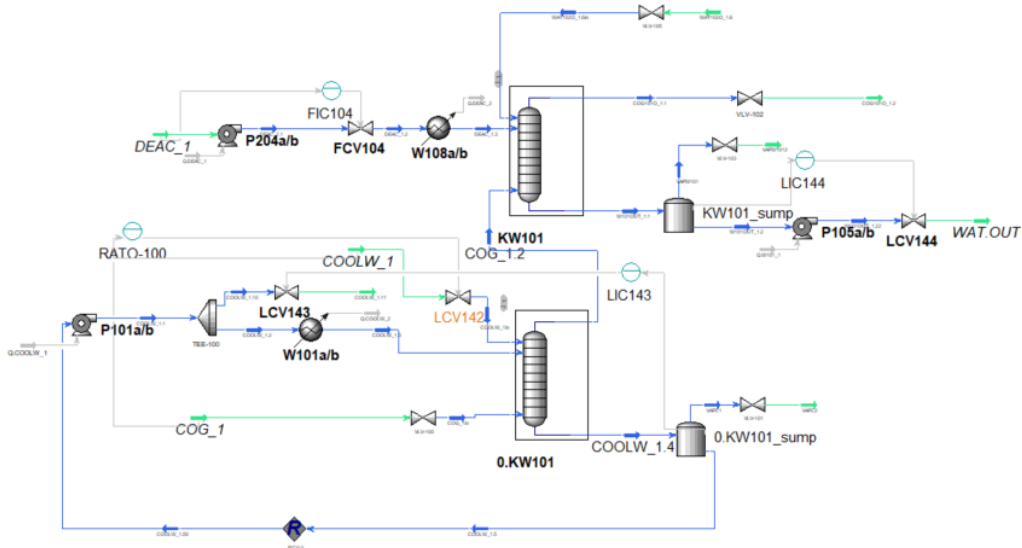
### 5.1.1.1 Kolonna irányítási struktúrák összehasonlítása

A meglévő kamragáztisztító technológia irányítási struktúrája meglehetősen egyszerű felépítésű, kizárólag két folyadékszint-szabályozót tartalmaz, amelyek elsődlegesen biztonsági funkciót látnak el. Mindazonáltal egy fejlettebb

szabályozási megoldás jelentős mértékben hozzájárulhat a gáztisztítási folyamat hatékonyságának és stabilitásának fenntartásához. Ennek érdekében a validált dinamikus modell segítségével két különböző arányszabályozási struktúrát vizsgáltam meg.

- 1. eset

A cél az utóhűtő szakaszba belépő hűtővíz tömegáramának szabályozása volt a bejövő kamragáz hőmérséklete alapján. Amikor a kamragáz hőmérséklete emelkedik, az LCV142 szabályozószelep nyit, növelve ezzel a hűtővíz tömegáramát. Ezzel az irányítási sémával a kamragáz hőmérséklete a kolonna mosó szakaszába való belépéskor közel állandó szinten tartható. Ennek az irányítási struktúrának a felépítését mutatja be a 33. ábra.

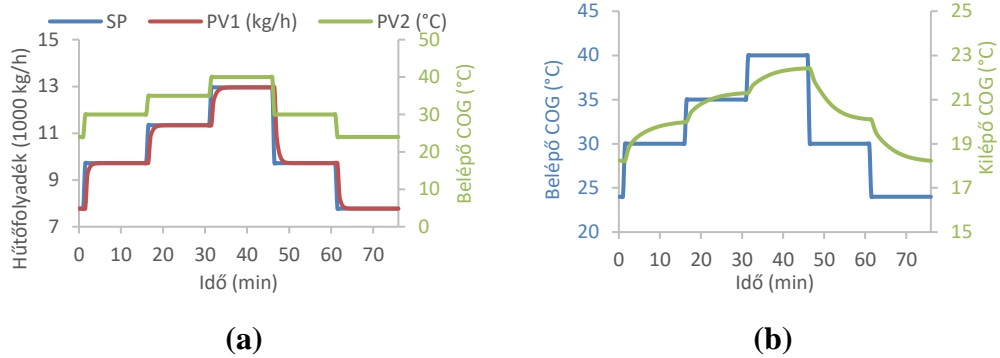


33. ábra: Vizsgált irányítási struktúra (1. eset)

A 34. ábra az 1. eset eredményeit mutatja be. A szabályozott folyamatváltozó (PV1) a hűtőfolyadék tömegárama volt, amely 5 000–15 000 kg/h tartományban mozgott. A referencia folyamatváltozó (PV2) a bevezetett kamragáz hőmérséklete volt, 20–45 °C tartományban.

A 34. a) ábrán megfigyelhető, hogy a hűtővíz tömegárama azonnal növekszik a beáramló kamragáz hőmérsékletének emelkedésével, és a referenciaérték gyorsan eléri a beállított értéket. A 34. b) ábra azt mutatja, hogy a beáramló gáz hőmérsékletének növekedésével az utóhűtő szakaszból kilépő gáz hőmérséklete

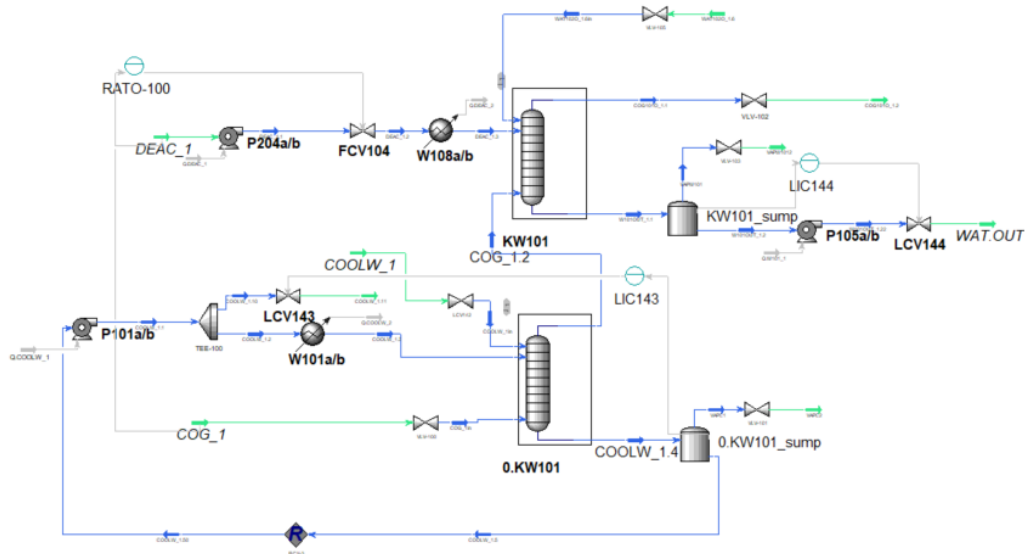
csak kis mértékben emelkedik. Ez a hőmérsékletváltozás nem okoz problémát az abszorpció folyamat során, és nem csökkenti a gáztisztítás hatékonyságát.



34. ábra: 1. eset eredményei

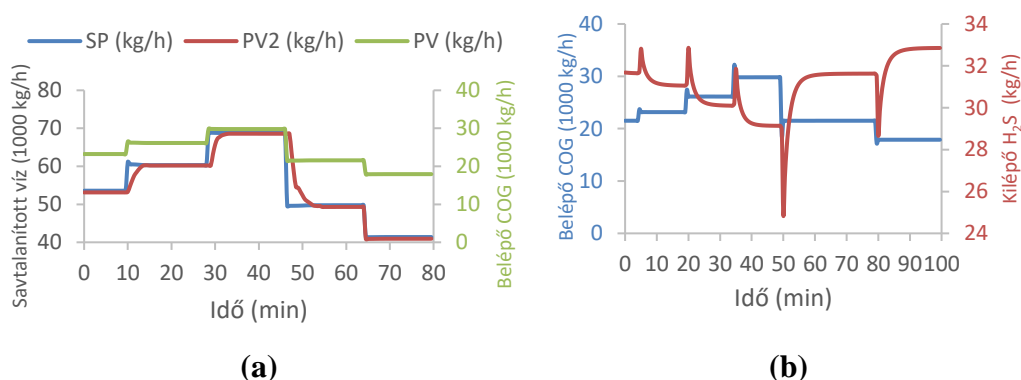
- 2. eset

A stacioner modellel végzett érzékenységvizsgálat alapján megfigyelhető volt, hogy a savtalanított víz tömegárama gyakorolja a legjelentősebb hatást a kamragáz tisztításának hatékonyságára. Ennek megfelelően egy olyan arányszabályozási struktúrát alakítottam ki, amelyben a savtalanított víz tömegáramát a beáramló kamragáz tömegáramának függvényében szabályozza az FCV104 szabályozószelep segítségével. Így a korábbi FIC104 szabályozót lecseréltem és a 35. ábra mutatja be az új irányítási sémát.



35. ábra: Vizsgált irányítási struktúra (2. eset)

Ennél az esetnél a szabályozott változó (PV1) a savtalanított víz tömegárama volt, amely 35 000–75 000 kg/h tartományban mozgott. A referencia folyamatváltozó (PV2) a bejövő kokszoló gáz tömegárama volt, amely 16 000–31 000 kg/h tartományban. A 36. a) ábra azt mutatja, hogy a savtalanított víz tömegárama megfelelően eléri a beállított értéket. A 36. b) ábrán a kilépő gázfázisban lévő H<sub>2</sub>S tömegárama látható. Ugyanakkor a kilépő gázáramban lévő H<sub>2</sub>S tömegárama nem csökkent jelentősen a stacioner állapotban meghatározott eredményekhez képest.



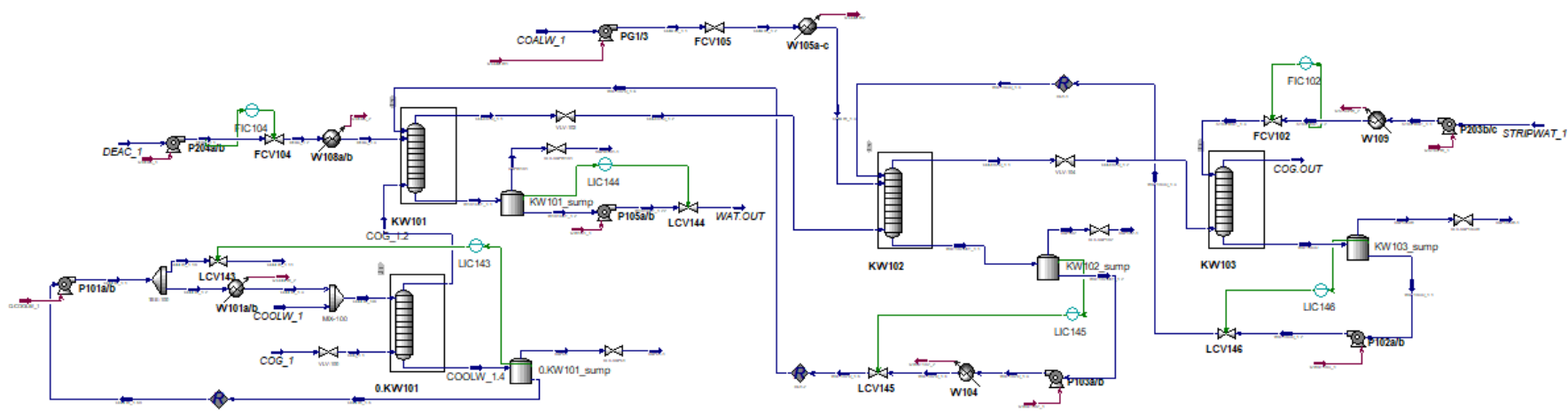
36. ábra: 2. eset eredményei

### 5.1.2 Teljes technológia dinamikus szimulátora

Az előzőekben bemutatott H<sub>2</sub>S mosókolonnát kiegészítettem a két NH<sub>3</sub> mosókolonnával, valamint a hozzájuk tartozó segédberendezésekkel. A teljes dinamikus szimulátor felépítését a 37. ábra mutatja be. Továbbá a H<sub>2</sub>S mosókolonna szimulátorhoz hasonlóan hangoltam a szabályozó köröket, mely értékeit a 17. táblázatban foglaltam össze.

17. táblázat: A teljes technológiához kapcsolódó szabályozókörök paraméterei

Tag	Megnevezés	K <sub>c</sub>	T <sub>i</sub>	PV <sub>min</sub>	PV <sub>max</sub>	SP
LIC 145	KW102 zsomp folyadékszint	20	0,5	0,1 m	1,4 m	0,8 m
LIC 146	KW103 zsomp folyadékszint	10	0,8	0,1 m	1,4 m	0,8 m
FIC 102	Kigőzölt víz térfogatáram	0,4	0,1	5 m <sup>3</sup> /h	30 m <sup>3</sup> /h	21,9 m <sup>3</sup> /h



37. ábra: Teljes technológia dinamikus szimulátora

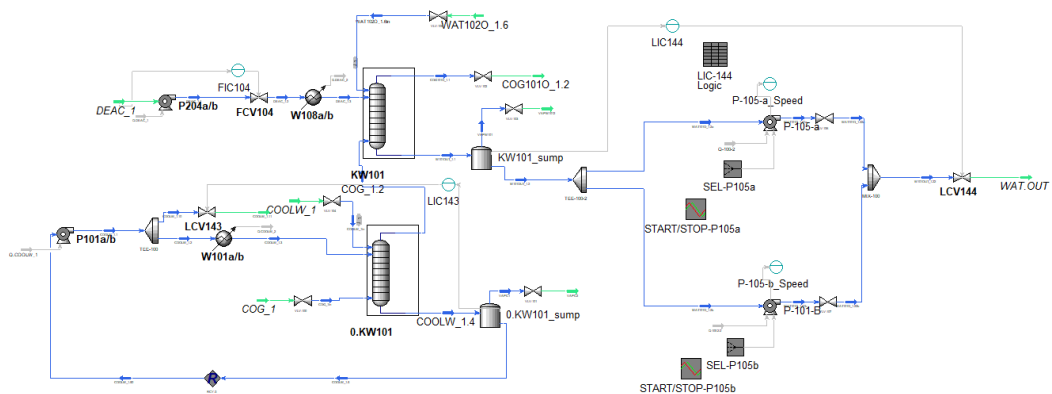
## 5.2 Dinamikus szimulátor alkalmazása a kezelő személyzet oktatására

Munkám során a létrehozott dinamikus szimulátor segítségével két típusú operátor tréning szimulátort készítettem el. Az emulált OTS kialakításához a H<sub>2</sub>S mosókolonna dinamikus szimulátorát használtam, ugyanis a módszer bemutatását tűztem ki célul, illetve hogy egyszerűbb technológiát teszteljek olyan résztvevőkkel is, akik még nem találkoztak folyamatirányító kijelzővel. Ezzel szemben a stimulált OTS-hez a teljes technológia szimulátorára volt szükségem, ugyanis ez a rendszer a valós üzemi DCS-sel van összekapcsolva.

A következő alfejezetekben az OTS rendszerek felépítést mutatom be, valamint a tesztelésük során szerzett tapasztalatokat.

### 5.2.1 Emulált OTS kialakítása

Az emulált OTS kialakításához kezdetben kissé át kellett építenem a dinamikus szimulátort, annak érdekében, hogy a szivattyúk be és kikapcsolást el lehessen végezni, anélkül hogy a dinamikus szimulátor hiba üzenetet adjon és leálljon az integrátor. Ennek érdekében a 30. ábrán szereplő P105-ös számú szivattyút módosítottam a 38. ábrának megfelelően. A módosítás során kolonnához tartozó zomból kijövő folyadékáramot egy elosztó egységbe vezettem, ezzel két útvonalat kaptam. Mindkét útvonal ugyanúgy épült fel, az elosztó egységből kilépő áramokat 1-1 szivattyúba (P105a és P105b) vezettem, majd 1-1 szelepen keresztül egy egyesítő egységbe. Ezt követően a közös áram ment az LCV144 jelű szabályozó szelepbe.



38. ábra: H<sub>2</sub>S mosókolonna dinamikus szimulátorának átalakítása

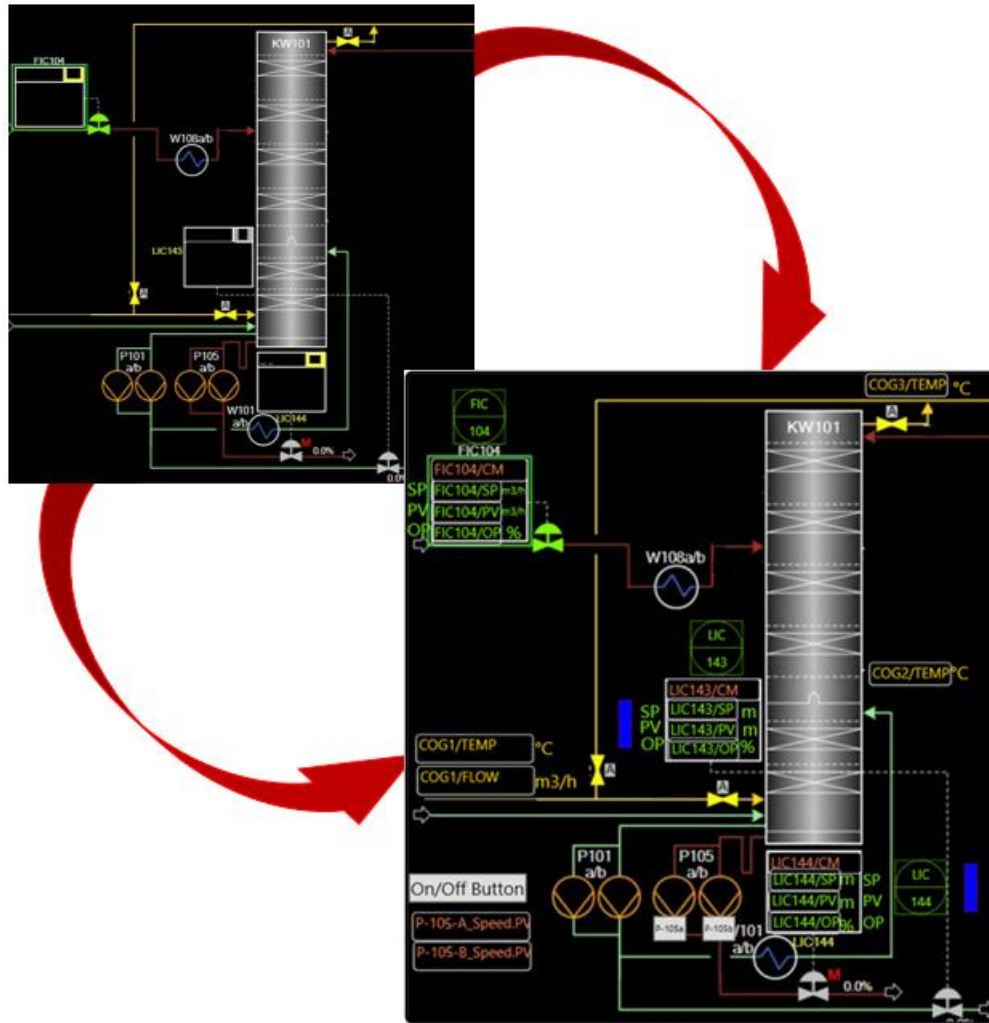
Továbbá kiegészítő egységekre is szükségem volt, melyekkel változókat tudtam generálni, műveleteket tudtam elvégezni és kialakítottam egy START/STOP ikont a szivattyúk indításához-megállításához.

Ezt követően felvettem a változókat a *Data Tables*-ben, majd mindegyiknek adtam egy Tag-et, illetve meghatároztam a hozzáférés módját (Read vagy Read/Write). Példaként a LIC144-as szabályozókör változóit mutatja be a 39. ábra.

	Object	Selected	Variable	Value	Units	Tag	Access Mode
17	LIC144	<input type="checkbox"/>	Control Mode	2		LIC144/CM	Read/Write
18	LIC144	<input type="checkbox"/>	SP	0.4000	m	LIC144/SP	Read/Write
19	LIC144	<input type="checkbox"/>	PV	0.4000	m	LIC144/PV	Read
20	LIC144	<input type="checkbox"/>	OP	52.26	%	LIC144/OP	Read/Write
21	LIC144	<input type="checkbox"/>	L Level	0.2000	m	LIC144/ALL	Read/Write
22	LIC144	<input type="checkbox"/>	H Level	1.200	m	LIC144/ALH	Read/Write
23	LIC144	<input type="checkbox"/>	Input L Alarm Status	0		LIC144/L	Read
24	LIC144	<input type="checkbox"/>	Input H Alarm Status	0		LIC144/H	Read

39. ábra: LIC144 szabályozókörhöz szükséges változók

A dinamikus szimulátor átalakítását követően Aspen Operátor Training szoftver segítségével megkezdtem az emulált rendszer kialakítását. Ehhez miután kialakítottam a dinamikus szimulátor és az operátor tréning között a kapcsolatot, beimportáltam az összes Tag-hez tartozó változót a Tag fülön. Ezt követően megkezdtem az OTS kezelő képernyő felépítését a 40. ábrának megfelelően, melyhez a DCS képernyőjéről kivágott kolonna képét használtam fel. A kép megfelelő pontjaira *Input Text* ikonokkal felhelyeztem azokat a szövegeket, amelyek helyére a program futtatásakor a számított, illetve a beállított értékek kerülnek. Továbbá a szabályozókörök helyére beépítettem a *Controller*-eket, illetve a P105a/b szivattyúkhöz On/Off Button gombokat helyeztem el. Ezen felül elhelyeztem *Level* ikonokat a zompok folyadékszintjének vizuális kijelzésére.



40. ábra: OTS kezelő képernyő felépítése

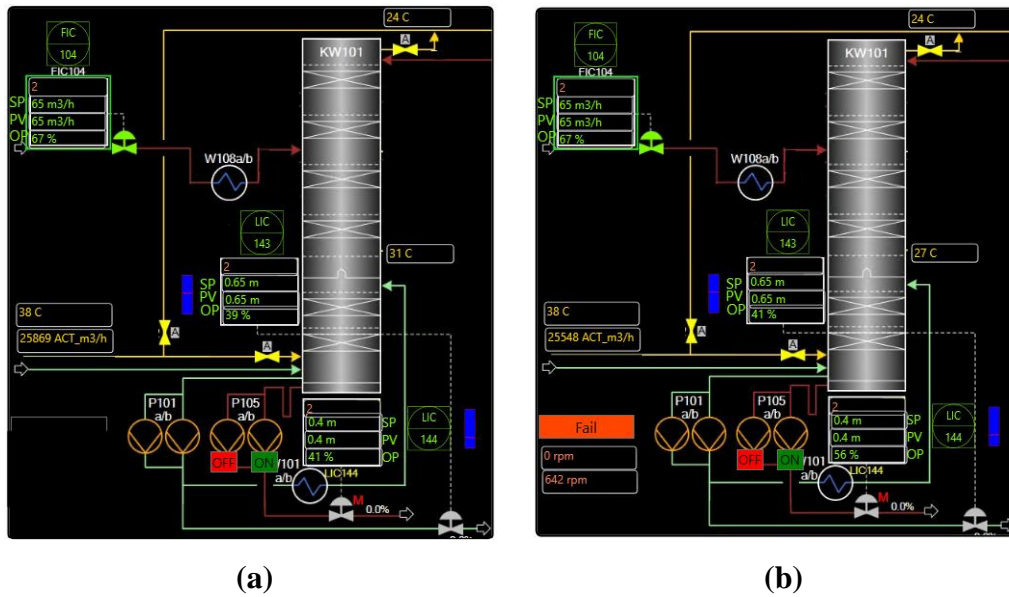
Miután a szükséges változókat felvettem, illetve megfelelően beállítottam a formázási paramétereket, megkezdtem a működés tesztelését. Ehhez az Aspen Operator Training-be a létrehozott fájlt Runtime módban kell elindítani.

Munkám során egy olyan feltételezett üzemállapotot generáltam, amikor a P105a meghibásodik, ami miatt a zompban a folyadékszint elkezd emelkedni, annak ellenére, hogy a szabályozó szelep 100%-ra nyitva van. A kezelőnek a feladat, hogy észlelje a hibát és beavatkozzon a lehető legrövidebb idő alatt. Ezt a feladatot két esetben keresztül vizsgáltam meg, melyet 41. ábra szemléltet.

- 1. eset: A kijelző bal alsó sarkában látható On/Off Button ikonját és az alatta elhelyezett szivattyú sebességek kijelzőjét letakartam annak érdekében, hogy a kezelők számára ne legyenek figyelmeztetések, jelzések. Mindössze a zomp folyadékszintjének növekedését észlelje,

ami alapján avatkozzon be. Ezt az esetet a 41. a) ábra mutatja üzemelés közben.

- 2. eset: A kijelző bal alsó sarkán lévő ikonokat nem takartam le, ahogy a 41. b) ábra mutatja. Az ikonok felhívják a kezelő figyelmét arra, hogy hiba észlelhető az üzemeltetésben és a szivattyúk sebességének a feltüntetésével egyből beazonosítható, hogy mi okozza a hibát.



41. ábra: OTS kijelző a) alarm nélkül (1. eset) és b) alarm ikonokkal (2. eset)

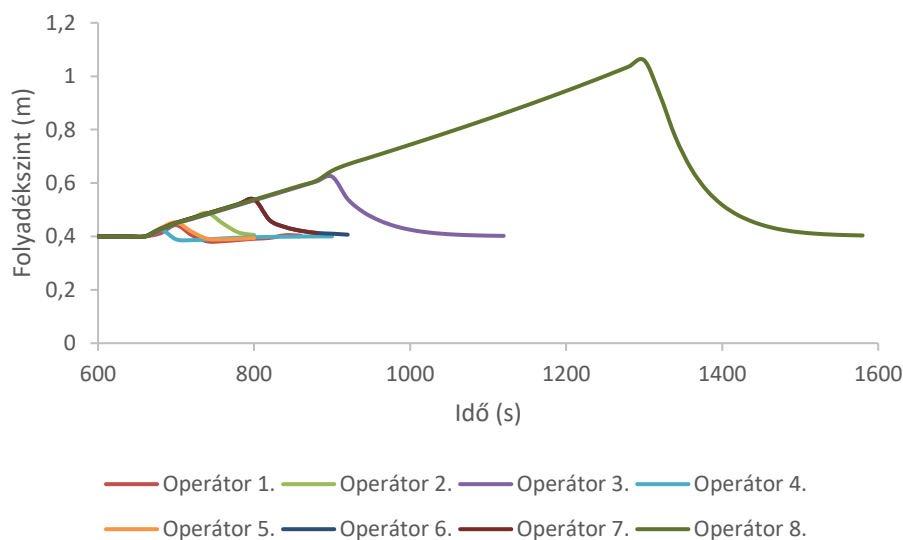
### 5.2.1.1 Emulált OTS vizsgálat eredményei

Az előző fejezetben bemutatott két vizsgálati eseményt összesen 9 személlyel végeztem el (közülük az Operátor 9.-el jelölt személy csak a 2. vizsgált esetet végezte el), akik közül 4 ember a vizsgált kokszoló üzemben dolgozik, míg a többiek más cégeknél. Az operátorokról a főbb információkat a 18. táblázatban foglaltam össze.

18. táblázat: Vizsgálatban résztvevő operátorok

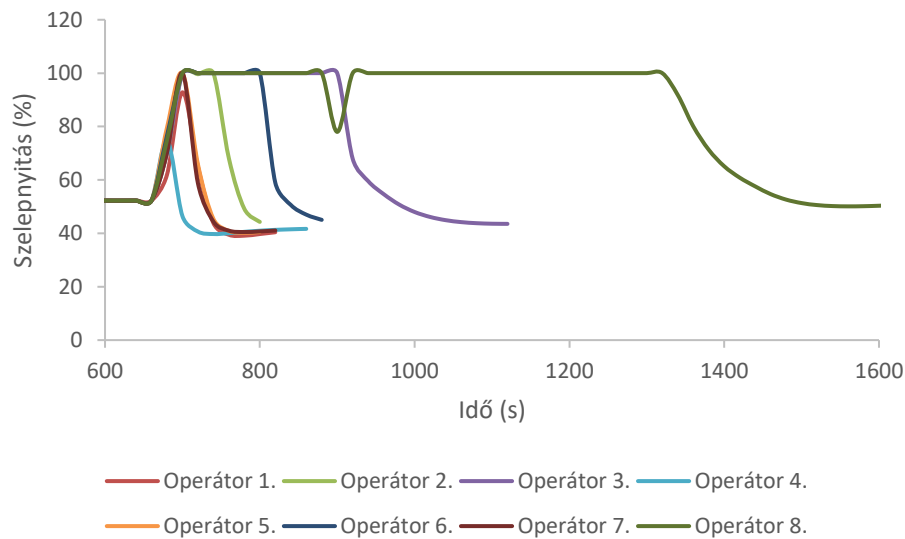
Név	Beosztása	Végzettsége	Tapasztalata
Operátor 1.	Technológus	Vegyéssz mérnök	5 év a kokszolóban
Operátor 2.	Műszakvezető	Vegyéssz mérnök	1,5 év a kokszolóban
Operátor 3.	Vezető (más területen)	Kohómérnök	39 év a kokszolóban
Operátor 4.	Operátor	Szakmunkás	11 év a kokszolóban
Operátor 5.	Technológus	Vegyéssz mérnök	7 év más cégnél
Operátor 6.	Project manager	Folyamatmérnök	17 év más cégeknél
Operátor 7.	Technológus	Villamosmérnök	21 év más cégeknél, korábban operátor
Operátor 8.	Munkavédelmi technikus	Technikus	3 év más cégnél
Operátor 9.	Gépész	Szakmunkás	8 év más cégnél

Az esetek elindítása előtt minden résztvevőnek röviden bemutattam a kezelő felület működését, miket tudnak változtatni. Kezdetben mindenkivel az 1. esetet teszteltem, mely során a kapott eredményeket a következő diagramokon keresztül mutatom be.



42. ábra: Folyadék szint változása az operátorok beavatkozása alapján (1. eset)

A 42. ábra azt szemlélteti, hogy hogyan változott a KW101 kolonna zsompjában a folyadékszint. Egyik operátor esetében sem érte el a maximális (1,2 m) szintet a folyadék. A leggyorsabban a 4-es számú operátor találta meg hibát, illetve végezte el a megfelelő beavatkozást, őt követte az 1-es és az 5-ös operátor. A 6-os és a 7-es operátor szinte egyszerre oldotta meg a problémát. A 8-as operátornak sikerült a leglassabban megtalálnia a hibát, mely részben a szakirányú tapasztalat hiánya okozott.

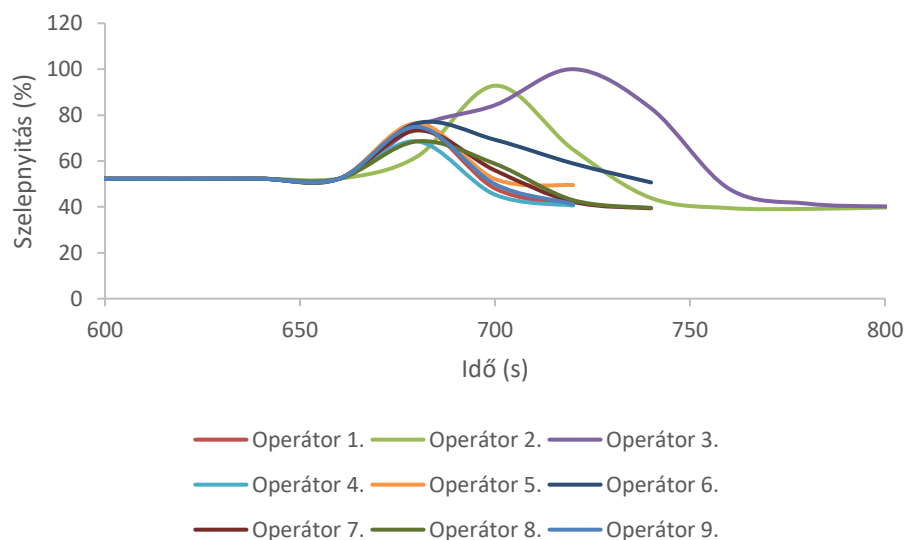


**43. ábra: Szelepnívítás változása az operátorok beavatkozása alapján (1. eset)**

Továbbá a 43. ábra szemléletesebben mutatja, hogy a 8-as operátor először a szelep manuális üzemmódba állításával próbálkozott, majd később jött rá a szivattyúk átváltására. A 2-es operátor is próbálkozott a szabályozó szelep manuális üzemmódba állításával, még mielőtt elérte volna a 100%-ot, de amikor látta, hogy ez nem oldja meg a problémát visszaállította automata állásba. Továbbá megfigyelhető az is, hogy a 4-es operátor azelőtt beavatkozott, mielőtt a szelep 100%-ra nyitott volna. Elmondása szerint ehhez hasonló problémával már többször találkozott.

Ezt követően bemutattam a résztvevőknek a 2. esetet. A figyelmeztetés, valamint a szivattyúk sebességének kijelzése nagyban segítette a résztvevőket a probléma megoldásában, melyet a 44. ábra szemléltet. A legtöbb résztvevő hasonló gyorsasággal szüntette meg a problémát. A 2-es és a 3-as operátor kissé lemaradt a többiekhez képest. Feltételeztem, hogy az 1. eset megoldása torzítja az eredményt,

ezért a 9-es számú operátorral csak ezt az esetet végeztem el. De megfigyelhető, hogy ő is leggyorsabban reagáló operátorok között volt. Ebből kifolyólag megállapítható, hogy a figyelmeztető jelzések lényegesen lerövidítették a beavatkozási időt (a hiba jelentkezésétől a P105b szivattyú indítási gombjának megnyomásáig stopperrel mért idő), melyet a 19. táblázatban foglaltam össze.



44. ábra: Szelepnnyitás változása az operátorok beavatkozása alapján (2. eset)

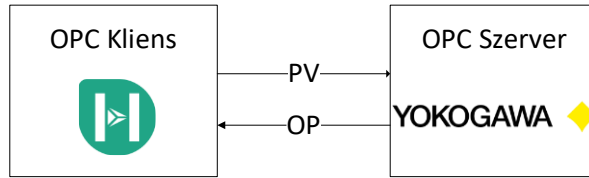
19. táblázat: Operátorok beavatkozási ideje

	1. eset	2. eset
Operátor 1.	00:41	00:13
Operátor 2.	01:19	00:21
Operátor 3.	04:02	00:33
Operátor 4.	00:39	00:09
Operátor 5.	00:42	00:14
Operátor 6.	02:17	00:14
Operátor 7.	00:44	00:11
Operátor 8.	10:58	00:09
Operátor 9.	-	00:13

## 5.2.2 Stimulált OTS kialakítása

A stimulált OTS kialakításához szükségem volt az üzem eredeti DCS irányítórendszerére, melyet a Yokogawa munkatársaitól dr. Balaton Miklóstól és

dr. Tóth László Richárdtól kaptam meg, illetve ők segítettek a virtuális géppel történő kapcsolat kiépítésében. A stimulált OTS-hez kialakított kapcsolatot sematikusan a 45. ábra szemlélteti.



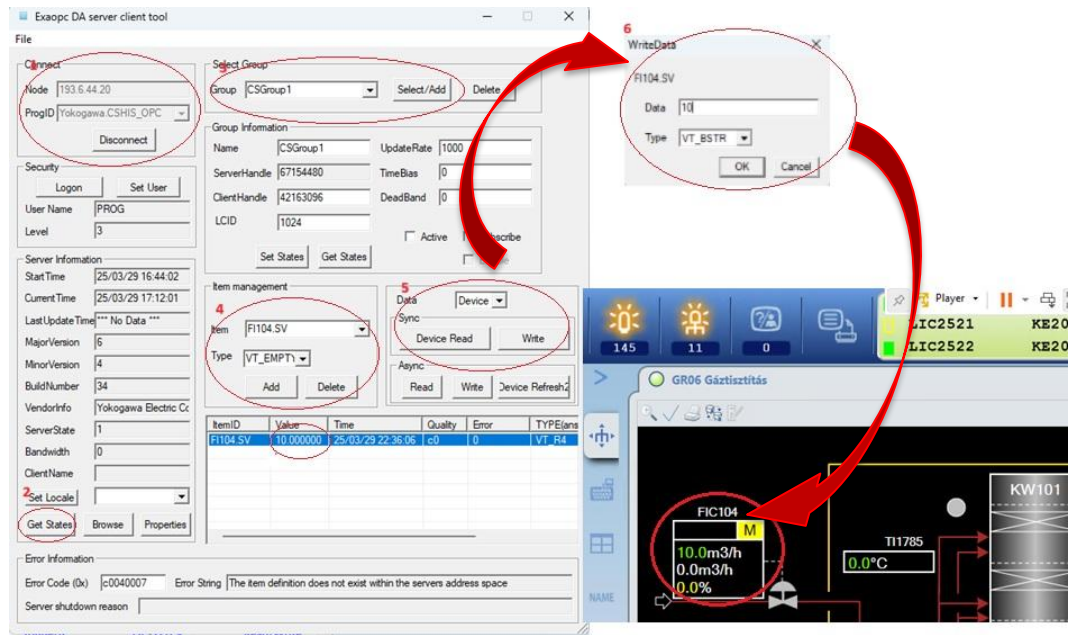
45. ábra: OPC kapcsolat

Az OTS kialakításának az első lépése ebben az esetben is a változók felvétele volt Aspen HYSYS-ban, ahogy az emulált rendszerénél. Továbbá a dinamikus szimulátor összes szabályozó körét manuális üzemmódba tette, hogy majd a DCS szabályozó köre végezze el a szabályozást. Ezt követően a dinamikus szimulátort hozzárendeltem az Aspen Operator Training programhoz és importáltam a Tag-eket, ezzel létrehoztam az első fájlt az OTS-hez. Majd létrehoztam egy újabb Aspen Operator Training fájlt, amiben az OPC klienst hoztam létre és a szerver neve a Yokogawa.CSHIS\_OPC.1 volt. Majd felvettem a Tags fülön azokat a változókat, amelyeket DCS is használ. Ezeket a M.6. táblázatban foglaltam össze. Végül létrehoztam egy szinkronizáló Aspen Operator Training fájlt is, amiben az előző két fájlt tudtam összeszinkronizálni.

Mielőtt futtattam volna az Aspen Operator Tréning programot, leteszteltem a virtuális gép és a host gép közötti kapcsolatot az alábbiak szerint.

#### **Virtuális géppel kialakított kapcsolat tesztelése**

Az OTS kialakításakor egy host gépen fog futni a dinamikus szimulátor, míg az üzemi DCS egy virtuális gépen. Ezért először a host és a virtuális gép közötti kapcsolatot kellett kialakítani és tesztelni, mely lépéseit a 46. ábra mutatja be. Az ExaOPC DA Server segítségével kezdetben csatlakozni kellett a 193.6.44.20-as virtuális géphez. Sikeres csatlakozás után az *Item management*-ben megadtam egy változót (pl.: FI104.SV), majd szinkronizáltam. Ezt követően a táblázatban megadtam neki egy új értéket, ami megjelent a DCS-en.

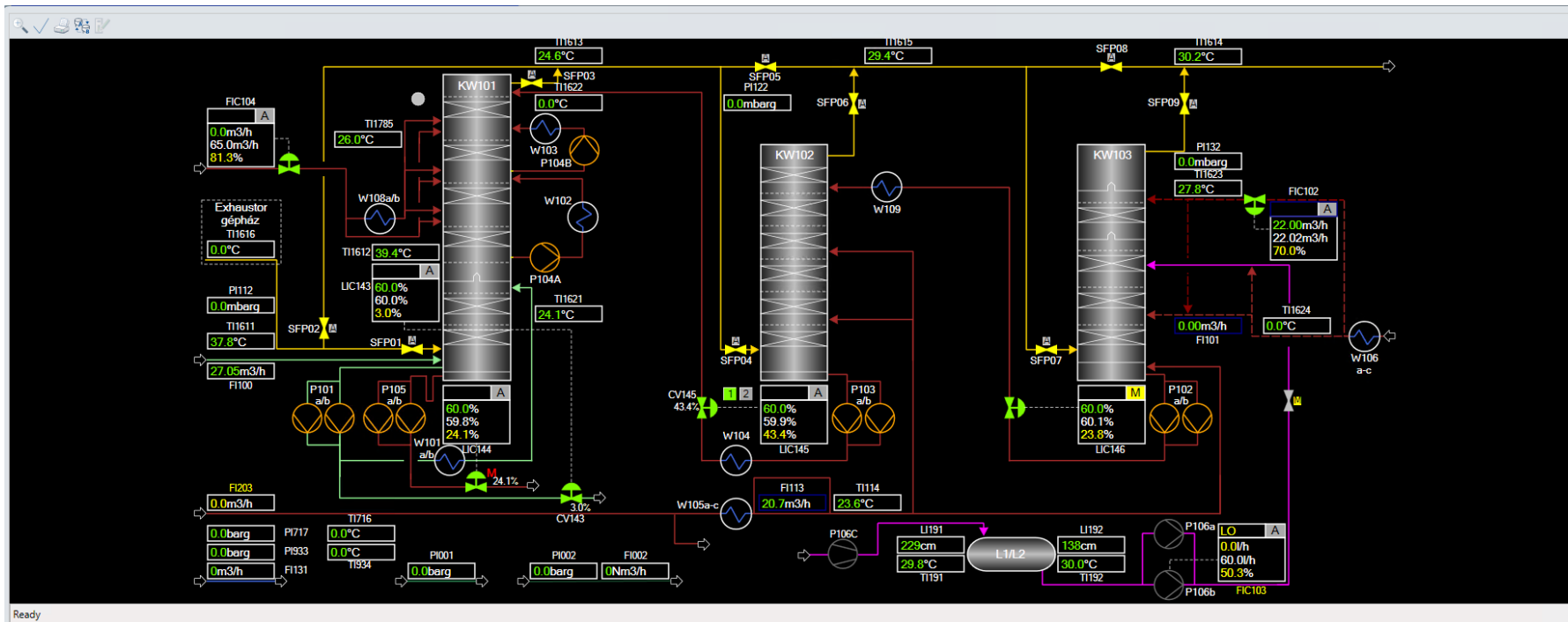


46. ábra: Host és virtuális gép közötti kapcsolat tesztelése

### 5.2.2.1 Stimulált OTS vizsgálat eredményei

Miután létrejött az OPC kapcsolat, megnyitottam *Runtime* módban a szinkronizáló fájlt, majd futtattam a programot. Futtatás során a DCS kijelzőn megjelentek a szimuláció által számított értékek, melyet a 47. ábra is szemléltet.

A DCS kijelzőn vannak olyan berendezések, hűtőkörök, amiket az üzemben már több, mint 10 éve egyáltalán nem használtak, azonban a DCS képernyőről nem távolították el. Ilyen a KW101 kolonnánál a felső recirk hűtés, valamint a KW103-as kolonnába a NaOH oldat adagolás a kijelző alján található L1/L2 jelölésű tartályból.



47. ábra: Stimulált OTS futtatása (Yokogawa DCS képernyője)

### 5.2.2.2 Stimulált OTS vizsgálat eredményei

A stimulált OTS tesztelésében a 18. táblázatban bemutatott személyek vettek részt. Ebben az esetben azt vizsgáltam, hogy mennyi idő alatt észlelik, hogy egy szabályozó kör manuális üzemmódban maradt, ami miatt a kolonna zsompjában a folyadékszint elkezdett megemelkedni. A mért beavatkozási időket, valamint a maximálisan elért százalékos folyadékszintértékeket a 20. táblázatban foglaltam össze.

20. táblázat: Operátorok beavatkozási ideje és maximális folyadékszint

	Beavatkozási idő	Folyadékszint (%)
Operátor 1.	03:25	90,31
Operátor 2.	03:19	89,09
Operátor 3.	nem találta meg a hibát	100,00
Operátor 4.	01:23	75,47
Operátor 5.	02:14	79,67
Operátor 6.	03:32	94,06
Operátor 7.	02:57	84,32
Operátor 8.	04:13	99,76
Operátor 9.	nem találta meg a hibát	100,00

Az eredményekből az látszik, hogy a 3-as és a 9-es operátor nem találta meg időben a hibát. A leggyorsabban a 4-es operátor teljesített, ugyanis számára ismerős volt a környezet. A többi résztvevőnek is sikerült a hibát azelőtt megtalálni, hogy a zsompban a folyadékszint elérte volna a 100%-ot, azonban a kijelző összetettsége miatt hosszabb idő volt a hiba elhárítása, mint az 1 kolonna esetében.

### 5.3 Következtetések

A stacioner szimulátor folytatásaként felépítettem a kamragáz-tisztító technológia dinamikus szimulátorát Aspen HYSYS programban külön a H<sub>2</sub>S mosókolonnát, majd a teljes technológiát. A szimulációt kibővítettem az

utóhűtőszekcióval, a szivattyúkkal, a mosófolyadék hűtőkkel és a szabályozó szelepekkel.

A H<sub>2</sub>S mosókolonna a technológia legkritikusabb berendezése, emiatt ennek vizsgálatával részletesen foglalkoztam. Kétféle szabályozási lehetőséget alakítottam ki. Az egyik a bejövő gáz hőmérsékletének változásának függvényében szabályozza a hűtőfolyadék tömegáramát, míg a másik a gáz tömegáramának változása alapján változtatja a savtalanvíz tömegáramát. Előbbivel az utóhűtőből kilépő kamragáz hőmérséklete 3 °C-on belül változott, ami alapján megállapítható, hogy a vizsgált arányszabályozási struktúra megfelelő a kamragáz előírt hőmérsékleten tartására. Ezzel szemben a savtalanvíz tömegáramát szabályozó struktúrával nem sikerült elérni a kívánt hatást, ugyanis a savtalanvíz növelése nem csökkent számottevően a kilépő gázáramban a H<sub>2</sub>S koncentráció.

A H<sub>2</sub>S mosókolonna dinamikus szimulátorára alapozva létrehoztam egy emulált OTS-t az Aspen Operator Training szoftverben. Majd 9 személy bevonásával teszteltem a szimulátort két eseten keresztül. Mindkét eset alapja a P105a szivattyú fordulatszámának a csökkenése volt, a különbség a figyelmeztetések nélkülözése, valamint elhelyezése volt. A generált hibát leggyorsabban a vizsgált üzem operátora találta meg és hártotta el. Megállapítottam, hogy a hibajelzéssel ellátott szimulátorban lényegesen gyorsabban megtalálják a problémát, még a kevésbé tapasztalt operátorok is.

Végül a teljes technológia dinamikus szimulátorára épülő stimulált OTS-t hoztam létre. Ebben az esetben azt vizsgáltam, hogy mennyi idő elteltével azonosítják azt a hibát, amikor a KW103-as kolonna zsompjának szintszabályozása manuális üzemmódban maradt, ezáltal elkezdett emelkedni a folyadék szint. A résztvevők közül ebben a feladatban is az üzemi operátor teljesített a legjobban, míg két operátor nem találta meg a hibát.

## 6 Életciklus elemzés alkalmazása

A 2.8.1 fejezetben bemutatam a kokszyártáshoz kapcsolódó életciklus elemzéseket, mely alapján megállapítható, hogy kevés az olyan publikáció, mely folyamatszimulátorok eredményeit alapul véve készült el.

Az általam elkészített életciklus elemzést az ISO 14040 (International Standard Organization, 2006a) és az ISO 14044 (International Standard Organization, 2006b) szabványok alapján készítettem el, így a már 2.8 fejezetben ismertetett négy egymással összefüggő szakaszból áll.

### 6.1 Cél és tárgykör meghatározása

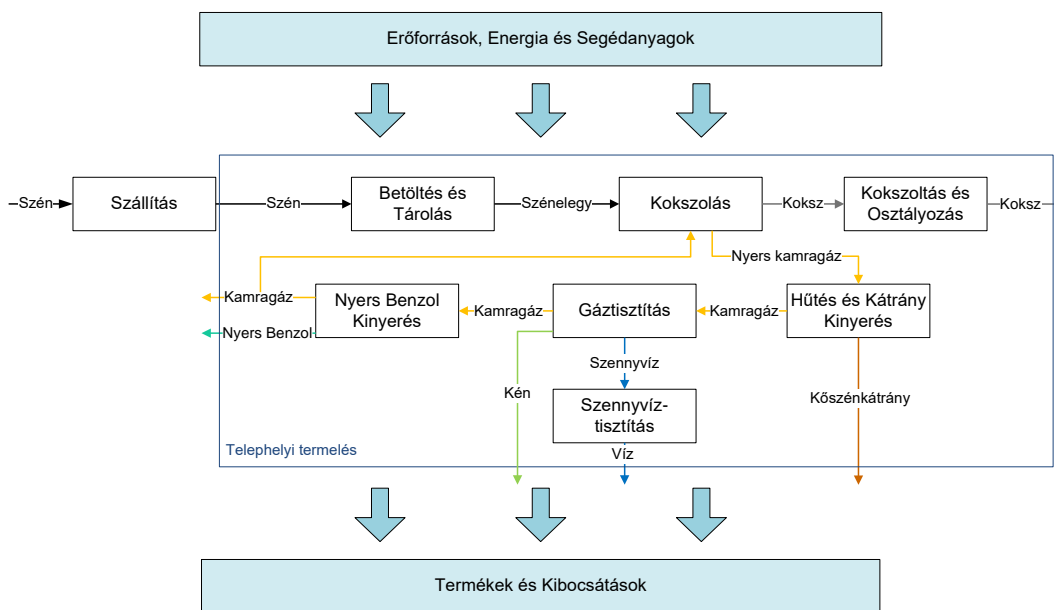
A cél és a tárgykör meghatározása az első és egyben elengedhetetlen szakasza az életciklus elemzésnek, ugyanis már az adatok gyűjtése előtt meg kell határozni a pontosan követendő megközelítés módját (Curran, 2017).

Célom a kokszyártás környezeti hatásainak felmérése, valamint az alábbi négy különböző eset összehasonlítása volt:

- 1) A teljes üzem normál üzemeltetése.
- 2) A gáztisztítási folyamat környezetvédelmi szempontból optimalizált üzemeltetése, amikor a lehető legkisebb a kamragázban maradó szennyező anyagok koncentrációja. Ehhez adatokat a stacioner szimulátor segítségével állapítottam meg és minden hűtőberendezésnek üzemelni kell, ahhoz hogy megfelelő hőmérsékletű mosófolyadékokat lehessen betáplálni.
- 3) A gáztisztítási folyamat energetikai szempontból optimalizált üzemeltetése, amikor az üzemrész energia szükséglete a lehető legkisebb, de a környezetvédelmi határértékeket is figyelembe veszem. Ekkor a mosófolyadékokat kevésbé kell lehűteni, ami miatt nem szükséges minden hűtőberendezés működtetése. A felhasznált adatokat szintén a stacioner szimulátor biztosította.
- 4) A gáztisztítási folyamat üzemeltetésének szüneteltetése. Ekkor a kamragázt nem lehet értékesíteni és kényszer fáklyán kell elégetni.

A 48. ábra alapján definiáltam a rendszerhatárát. Így korábban bemutatott kokszyártási folyamatot 8 alfolyamatra bontottam: a szállítás, betöltés és tárolás, koksizálás, koksizolt és osztályozás, hűtés és kátrány kinyerés, gáztisztítás, szennyvíztisztítás és nyers benzol kinyerés. A meghibásodásokat, üzemzavarokat és baleseteket nem vettem figyelembe az elemzés során.

Az egyes alfolyamatok esetében az energia- és segédanyag áramok esetében elsősorban az országspecifikus (pl.: villamosenergia- hálózat vagy a földgázból előállított technológiai gőz), vagy ha azok az adatbázisban nem álltak rendelkezésre, akkor európai (p.: sűrített levegő) adatokat alkalmaztam.



48. ábra: A kokszyártás rendszerhatára

### Szállítás

Ebben az alfolyamatban a nagy távolság miatt csak a szénszállítást vettem figyelembe. A felhasznált segédanyagokat és egyéb nyersanyagokat az üzemhez viszonylag közel vásárolják, és a termékeket helyben használják fel vagy a közelben értékesítik, így ezen anyagok szállítása elhanyagolható a szénhez képest. A felhasznált szén 40%-át más kontinensekről szállítják, átlagosan 11.500 km távolságot tesznek meg ömlesztettáru szállító teherhajókkal, amit a „GLO: Bulk commodity carrier. average. ocean-going” modell alapján számoltam. A felhasznált szén fennmaradó részét európai országokból vasúton szállítják az üzembe, átlagosan 726 km távolságból. Ezt a szállítási formát a „GLO: Rail transport cargo - Electric. average train. gross tonne weight 1.000 t / 726 t payload capacity”

modellel vettem figyelembe. E két szállítási mód során villamos energia és nehéz dízelolaj felhasználása történik.

### **Betöltés és tárolás**

Az üzembe érkező, szénrel töltött vagonokat buktatják, silókba (bunkerekben) tárolják, szénelegyet készítenek, törik és homogenizálják. Ezek a folyamatok zárt rendszerben zajlanak, és porelszívó berendezéseket működtetnek azokban a munkafázisokban, ahol por keletkezik (pl. a törésnél), így a levegőbe történő porkibocsátás minimálisra csökken. Az elszívó berendezések által leválasztott port, a szennyvíztisztító telepről származó iszapot és kátrányleválasztásból származó maradékot (kátránymaradék és kátrányszurok maradék) a szénelegyhez adagolják.

### **Kokszolás**

Ez az alfolyamat a két kokszolókemencéből és az alkalmazott gépekből áll, amelyek a szén betöltéséért (töltőkocsi) és a koksz kitolásáért (kitológép és kokszvezető kocsi) felelősek. A kokszoldali porelszívás korlátozza a por kibocsátást a kamrák kitolása közben. A megtisztított kamragázt a kokszolókemencék fűtésére többletlevégő biztosításával használják fel, ami többféle kibocsátást (pl.  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{CO}_2$ , szilárd anyag) is okoz.

### **Kokszoltás és osztályozás**

Ebben a szakaszban a kokszoltás két típusát, a száraz és nedves oltást és a kokszosztályozást vettem figyelembe. A száraz oltás, ahogyan azt korábban bemutattam, villamos energiát és gőzt termel, csökkentve a technológia energiabeszerezési igényét. A kokszosztályozás során keletkező kokszport leválasztják és visszakeverik a szénelegybe. Mivel a kokszpor mennyisége a felhasznált szénhez képest csekély, az elemzésben nem vettem külön figyelembe.

### **Hűtés és kátrány leválasztás**

A nyers kamragázt zárt rendszerben hűtik és választják el a kátrányt, így normál üzemi körülmények között nem kerülhetnek szennyező anyagok a levegőbe, a vízbe vagy a talajba. A folyamat maradékait (kátránymaradék és kátrányszurok maradék) a szénelegyhez keverik vissza, de ez elhanyagolható a felhasznált szén teljes mennyiségéhez képest, ezért nem vettem figyelembe.

### **Gáztisztítás**

Ez a részfolyamat a legfontosabb a kutatásom szempontjából. A hűtés és a kátrány leválasztáshoz hasonlóan ez is egy zárt rendszer, így közvetlen kibocsátás nem fordulhat elő. Ebben a részfolyamatban a legnagyobb mennyiségben alkalmazott segédanyag, a nátrium-hidroxid (2,5 kg/tonna koks), mely a mosófolyadékok regenerálásához szükséges. A zárt Claus technológiának köszönhetően a krakkolási reaktorban a paramétereket úgy állítják be, hogy a folyamat végén visszamaradó reakciógázok visszavezethetők legyenek a koksoló gázrendszerbe. Ez azt jelenti, hogy a maradékgázokat nem kell fáklyában elégetni, és nem bocsátanak ki füstgázt.

### **Szennyvíztisztítás**

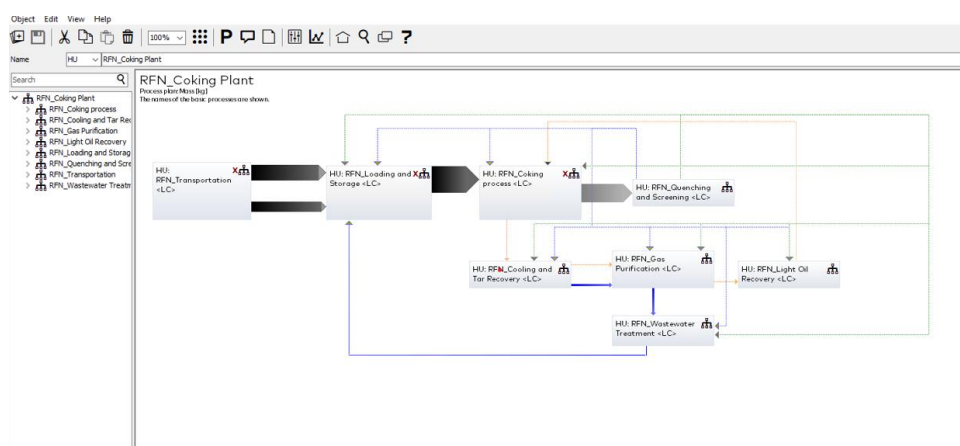
A felesleges technológiai vizet a szennyvíztisztító telepen kezelik, mielőtt a befogadóba (Dunába) bocsátják. A kibocsátott vizet rendszeresen ellenőrzik annak biztosítása érdekében, hogy a szennyezőanyagok (pl. nitrát, BTEX, BOI<sub>5</sub>, PAH, szulfid, cianid) koncentrációja a szennyvízben a környezetvédelmi előírások által megszabott határértékek alatt maradjon. A szennyvízkezeléshez különböző segédanyagokat használnak (pl. flokkulálószer, habzágató, mészhidrát, glükóz), amelyek mennyisége 1 kg/tonna koks alatt van, de a folyamat pontosabb leírása érdekében figyelembe vettem.

### **Nyers benzol kinyerés**

Ez a gázkezelési folyamat utolsó lépése. A nyers benzol kinyeréséhez használt mosóolaj minőségét a hevítés során lejátszódó polimerizációs reakciók módosítják. Ezek a változások technológiailag rendkívül negatívak, mert egyrészt a polimerizáció során kicsapódó anyagok dugulást okozhatnak a csövekben, másrészt csökken az olaj benzolfeltevő képessége. Ennek elkerülése érdekében a mosóolajat regenerálni kell. A maradék polimerizált olajat a kátrány leválasztási folyamatba vezetik vissza, de kis mennyisége miatt külön nem vettem figyelembe az elemzés során.

A kokszyártási folyamat leképezését a Sphera's LCA for Experts szoftverben a 49. ábra szemlélteti. A programban először létre kell hozni egy „*plan*”-t vagyis tervet, ami a rendszert annak határaival együtt reprezentálja. A vizsgált rendszer a ténylegesen végbemenő folyamatokat jelentő „*process*”-ekből vagyis

folyamatokból áll. Esetemben minden folyamatot új folyamatként kellett létrehozni, ugyanis az adatbázisban fellelhető folyamatok nem voltak eléggé specifikusak az általam vizsgált technológiához. A „flow”-k vagyis áramok a folyamatok között, valamint a rendszerbe és a rendszerből történő összes anyag- és energiaáramlást reprezentálják. Ezek határozzák meg a rendszer bemeneti/kimeneti áramlásait. A 49. ábrán is látható, hogy a folyamatokat összekötő áramok vastagsága eltérő, ugyanis a vonalak vastagsága arányos a megadott mennyiségekkel.



49. ábra: A kokszyártás folyamata Sphera's LCA for Experts szoftverben

## 6.2 Leltárelemzés (LCI)

Az életciklus leltárelemzés egy olyan folyamat, amelynek célja egy termékrendszer bemeneteinek (pl. energiák, erőforrások, nyersanyagok) és kimeneteinek (pl. termékek, kibocsátások és hulladékok) számszerűsítése, és amely magában foglalja a szükséges adatgyűjtési és számítási eljárásokat (Finnvenden és Potting, 2014). Az LCA megbízhatóságának és teljességének biztosításához részletes és pontos adatokra van szükség.

Az általam felhasznált elsődleges adatokat (alapanyagok, segédanyagok, energiák és vizek mennyisége) az üzem havi elszámolásából gyűjtöttem ki. A légszennyező anyagok (CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> és szilárd anyag) mennyiségét az éves levegővédelmi bevallásból határoztam meg.

Az 50. ábra egy példát mutat, arra hogy az elemzéshez szükséges adatokat, hogyan lehet megadni a Sphera's LCA for Experts programba. Mind a bemeneti, mind a kimeneti táblázatba kiválasztottam a szükséges áramokat, megadtam a

## Életciklus elemzés alkalmazása

mennyiségeket a hozzájuk tartozó mértékegységekkel, illetve kiválasztottam az áramok típusait. Három féle típusú áramot lehet megadni: az értékes (alapanyagok, termékek, energiahordozók) anyagáramok (jele: „X”); az elemi (közvetlenül a környezetből származó erőforrások vagy abba kibocsátott emissziók) áramok (jele: „”) és a hulladék áramok (jele: „\*”). A felhasznált összes bemeneti és kimeneti adatot a 21. táblázatban foglaltam össze 1 tonna kocszra számítva, az 1. esetre vonatkozóan.

The screenshot shows the Sphera's LCA for Experts software interface for a 'Coking process'. The 'Inputs' section lists various resources with their quantities, amounts, units, and standards. The 'Outputs' section lists various products and emissions with their quantities, amounts, units, and standards.

Flows	Quantities	Amount	Units	Trz Standar	Origin	Comment
Coal blend [Appropriation]	Mass	1,39E003	kg	X 0 %	(No statement)	
Coke oven gas (HJ) [Other fuels]	Energy (net ca)	4,3E003	MJ	X 0 %	(No statement)	
Compressed air [Mechanical ene]	Standard volu	7,74	Nm3	X 0 %	(No statement)	
Electricity [Electric power]	Energy (net ca)	4,76	kWh	X 0 %	(No statement)	
Process and cooling water [Oper]	Mass	36,8	kg	X 0 %	(No statement)	
HU: Produced electricity [Resou]	Energy (net ca)	7,96	MJ	X 0 %	(No statement)	
HU: Produced steam [Resources]	Energy (net ca)	94	MJ	X 0 %	(No statement)	
Steam (HJ) [steam]	Energy (net ca)	18	MJ	X 0 %	(No statement)	
Water (drinking water) [Operati]	Mass	30,5	kg	X 0 %	(No statement)	

Flows	Quantities	Amount	Units	Trz Standar	Origin	Comment
Coke oven gas (HJ) [Other fuels]	Energy (net ca)	1,15E004	MJ	X 0 %	(No statement)	
Coke product [Organic intermed]	Mass	1E003	kg	X 0 %	(No statement)	
Carbon dioxide [Inorganic emissions t]	Mass	460	kg	0 %	(No statement)	
Nitrogen oxides [Inorganic emissions t]	Mass	1,19	kg	0 %	(No statement)	
Particulates, > 2.5 um, and < 10um [i]	Mass	0,015	kg	0 %	(No statement)	
Sulphur oxides [Inorganic emissions t]	Mass	1,21	kg	0 %	(No statement)	

50. ábra: Példa a felhasznált adatok betöltése a Sphera's LCA for Experts szoftverbe

21. táblázat: Kocszgyártás teljes be- és kimenete 1 tonna kocszra vonatkoztatva (1. eset)

Paraméterek	Mennyiség	Mértékegység
<i>Bemenet</i>		
Szénelegy	1 390	kg
Mosóolaj	0,94	kg
COG aláfűtésre	4,30	GJ
Villamosenergia (vásárolt)	0,24	GJ
Villamosenergia (termelt)	0,11	GJ
Gőz (vásárolt)	0,33	GJ
Gőz (termelt)	1,73	GJ
Technológiai víz	3,57	m <sup>3</sup>
Ivóvíz	0,88	m <sup>3</sup>

<b>Paraméterek</b>	<b>Mennyiség</b>	<b>Mértékegység</b>
Sótlanvíz	0,13	m <sup>3</sup>
Nitrogén (gáz)	3,62	m <sup>3</sup>
Sűrített levegő	33,94	m <sup>3</sup>
Nátrium-hidroxid	2,50	kg
Ecetsav	1,47	g
Habzástgátló	18,66	g
Flokkulálószer	56,48	g
Glükóz	388,51	g
Mészhidrát	84,73	g
Foszforsav	1,72	g
Nátrium-hipoklorit	81,04	g
Kén	42,36	g
<i>Kimenet</i>		
Koksz	1 000	kg
Kőszénkátrány	43,30	kg
Nyers benzol	12,60	kg
COG értékesítésre	3,74	GJ
Kén	1,35	kg
<i>Kibocsátások a vízbe</i>		
Szennyvíz	0,59	m <sup>3</sup>
Nitrát	6,90	g
Összes nitrogén	16,00	g
BTEX (benzol, toluol, etilbenzol, xilol)	4,62	mg
Policiklikus aromás szénhidrogének (PAH)	0,44	mg
Szulfid	0,06	g
Cianid	0,01	g
Foszfor	0,11	g
Biokémiai oxigénigény (BOI <sub>5</sub> )	1,77	g
<i>Kibocsátások a levegőbe</i>		
Szilárd anyag	0,12	kg
CO <sub>2</sub>	459,5	kg
NO <sub>x</sub>	1,19	kg
SO <sub>x</sub>	1,21	kg

Az al folyamatokban felhasznált segédanyagok (energiák, vizek) megoszlásának bemutatása érdekében a 22. táblázatban összefoglaltam az 1. eset részletes adatait (a szállítást ebben az esetben nem tekintettem relevánsnak). Megfigyelhető, hogy a legnagyobb villamosenergia-fogyasztó a hűtés és a kátrány leválasztás, ezt követi a gáztisztítás, majd a kokszoltás és osztályozás. A gáztisztítás nagy mennyiségű gőzt használ fel, és jelentős a technológiai vízigénye is. A gőz előállításához sótalanvizet használnak a szárazoltóberendezésben, valamint a zárt Claus üzem előbontó reaktorában. A nitrogént főként tűz- és robbanásveszélyes helyeken alkalmazzák, és a koksz száraz oltási technológiájában inert gázként használják.

22. táblázat: Az egyes alfolyamatok segédanyagainak megoszlása (1. eset)

(%)	Villamos energia	Gőz	Sűrített levegő	Nitrogén (gáz)	Technológiai víz	Ivóvíz	Sótlanvíz
Betöltés és tárolás	3	3	28	0	0	16	0
Kokszolás	7	5	23	0	1	24	0
Kokszoltás és osztályozás	23	18	30	17	4	19	98
Hűtés és kátrány kinyerés	37	16	7	36	19	14	0
Gáztisztítás	24	30	7	23	32	13	2
Szennyvíztisztítás	5	1	3	0	43	2	0
Nyers benzol kinyerés	1	27	2	24	1	12	0

Továbbá a számításokhoz felhasznált háttéradatokat, mint például a villamos energiából, gőzből, vízből és különböző vegyi anyagokból származó közvetett kibocsátások, valamint a közlekedési modelleket a Sphera's LCA for Experts szoftver adatbázisa biztosította.

A másik három vizsgált esetben a fő be- és kimeneti, valamint emissziós különbségeket az 23. táblázatban foglaltam össze. Az eltérések a gáztisztítási, valamint a kokszolási alfolyamatokra vonatkoznak.

23. táblázat: A vizsgált esetek közötti fő különbségek, 1 tonna kokszra vonatkoztatva

Paraméterek	1. eset	2. eset	3. eset	4. eset	Mértékegység
<i>Gáztisztítás</i>					
<i>Bemenet</i>					
Villamosenergia (vásárolt)	60,48	81,94	39,74	12,20	MJ
Technológiai víz	1,16	1,36	1,01	0,01	m <sup>3</sup>
<i>Kimenet</i>					
Szennyvíztisztításra átadott víz	0,60	0,91	0,37	0,14	m <sup>3</sup>
<i>Kokszolás</i>					
<i>Kibocsátások a levegőbe</i>					
NO <sub>x</sub>	1,19	1,18	1,39	2,27	kg
SO <sub>x</sub>	1,21	1,08	1,29	3,55	kg

### 6.3 Hatásértékelés (LCIA)

Annak ellenére, hogy a leltárelemzés adatainak vizsgálatával sok ismeretet lehet szerezni egy folyamatról, a hatásértékelés sokkal informatívabb alapot jelent az összehasonlítások elvégzéséhez. Az LCIA tudományosan megalapozott jellemzési tényezőket használ, amelyek segítenek kiszámítani az egyes környezeti kibocsátások potenciális hatását az olyan problémákra, mint például a globális felmelegedés. Ebben a fázisban a leltár során azonosított környezeti erőforrások és kibocsátások emberi egészségre és környezetre gyakorolt lehetséges hatásait értékeljük (Curran, 2016).

A négy vizsgált esetet a Sphera's LCA for Experts programban implementáltam, és az LCA-értékelést a CML 2001 módszerrel végeztem el. Ezt a módszert a hollandiai Leideni Egyetem Környezettudományi Központja (Centrum voor Milieukunde Leiden: CML) fejlesztette ki 2001-ben. A környezeti hatások értékeléséhez a jellemzési módszerek és hatáskategóriák széles skáláját határozták meg (Dincer et al., 2018).

Munkám során kilenc egymással összefüggő, középponti környezeti hatáskategóriát vettem figyelembe:

- Abiotikus kimerülés („*Abiotic depletion*”, ADP fossil) az emberi tevékenységek által okozott fosszilis energiahordozók (kőolaj, földgáz, szén) kimerülését méri, mely mértékegysége MJ.
- Savasodási potenciál („*Acidification potential*”, AP) a levegőbe kibocsátott azon gázok (pl. SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, NH<sub>3</sub>) hatását értékeli, amelyek savas esőt okozhatnak. A mértékegysége kg SO<sub>2</sub>-egyenérték.
- Eutrofizációs potenciál („*Eutrophication potential*”, EP) mértékegysége kg foszfát-egyenérték és azt méri, hogy az adott folyamat mennyire járul hozzá az élővizek túlzott tápanyagterheléséhez, melyet főként a nitrogén- és foszfortartalmú vegyületek okoznak.
- Édesvízi vízi ökotoxicitási potenciál („*Freshwater aquatic ecotoxicity potential*”, FAETP inf.) fontos mutatója a vizek szennyezésének értékeléskor, mely számszerűsíti az édesvízi élőlényekre gyakorolt mérgező hatásokat, különösen a nehézfémek és szerves szennyező

anyagok jelenléte esetén. A mértékegysége kg DCB-egyenérték (1,4-diklór-benzol).

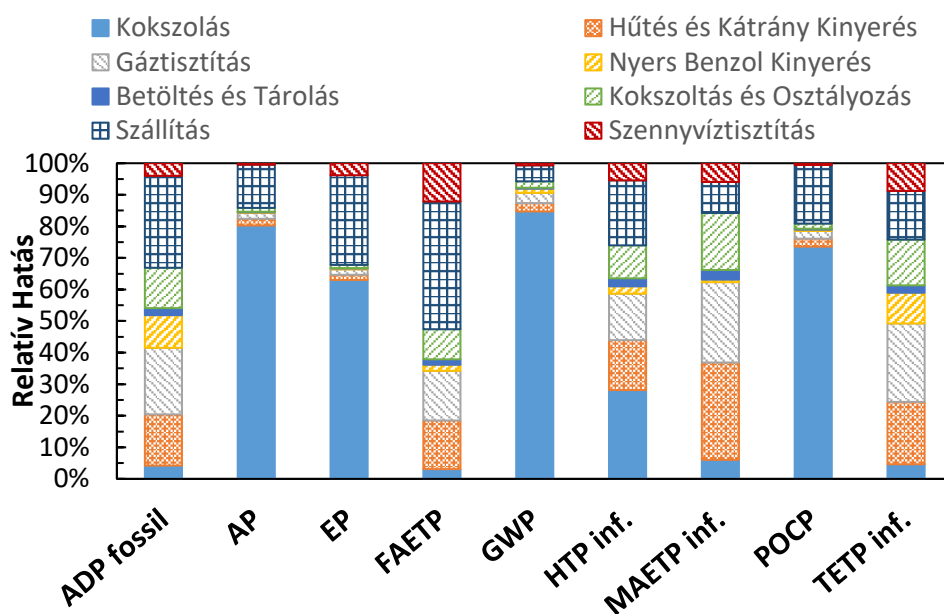
- Globális felmelegedési potenciál („*Global warming potential*”, GWP 100 év) egy olyan mutató, amely a globális felmelegedéshez való hozzájárulást méri, 100 éves időtartamra, kg CO<sub>2</sub>-egyenértékben.
- Emberi toxicitási potenciál („*Human toxicity potential*”, HTP inf.) értékeli az emberi egészségre veszélyes anyagok kibocsátását. Ide tartoznak például a nehézfémek, szerves oldószerek, peszticidek, amelyek beléggzéssel, bőrön át vagy táplálékkal juthatnak a szervezetbe. A mértékegysége ennek a potenciálnak kg DCB-egyenérték.
- Tengeri vízi ökotoxicitási potenciál („*Marine aquatic ecotoxicity potential*”, MAETP inf.) a tengeri élőlényekre gyakorolt mérgező hatásokat méri. Hasonló a FAETP-hez, de specifikusan a sósvízi élővilágra fókuszál, emiatt a mértékegységük is megegyezik.
- Fotokémiai ózonképződési potenciál („*Photochemical ozone creation potential*”, POCP) az alacsony légköri szinten (troposzférában) keletkező ózon kialakulását előidéző vegyületeket számszerűsíti. Ezek a vegyületek – főleg az illékony szerves vegyületek és NO<sub>x</sub> – hozzájárulnak a szmog kialakulásához. Mértékegysége kg etén-egyenérték.
- Terresztrikus ökotoxicitási potenciál („*Terrestrial ecotoxicity potential*”, TETP inf.) a szárazföldi élőlényekre gyakorolt mérgező hatásokkal foglalkozik. Ez a kategória figyelembe veszi a talajba jutó szennyező anyagok (pl. nehézfémek, növényvédő szerek) hatását. Mértékegysége kg DCB-egyenérték (Čuček, L. et al., 2015)

A következő fejezetekben az ábrákon ezeknek a hatáskategóriáknak a rövidítéseit fogom alkalmazni.

### **6.4 Normál üzemi körülmények mellett elvégzett LCA (1. eset)**

A kokszyártási folyamat életciklus elemzésének eredményeit az 1. eseten keresztül mutatom be, amikor is átlagos üzemmenet szerint működik a termelés. Az 51. ábra mutatja az egyes alfolyamatok relatív hozzájárulását a kilenc korábban

bemutatott környezeti hatáskategóriához, annak érdekében, hogy feltérképezhető legyen az egyes alfolyamatok egyéni hozzájárulása.



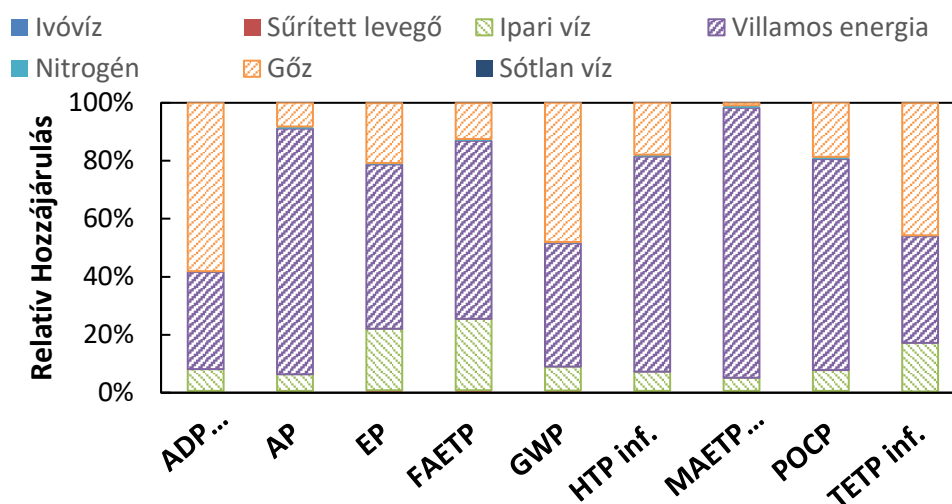
51. ábra: A kokszyártás LCA eredményei (1. eset)

Megfigyelhető, hogy a vizsgált 9 hatáskategóriából 5 tekintetében, a koksolási folyamat lényegesen nagyobb hatást mutat, mint a többi alfolyamat. A koksolási folyamatnak van a legjelentősebb hatása a GWP-re (85%), ezt követi az AP (80%), a POCP (74%), az EP (63%) és végül a HTP inf. (28%). A többi kategóriában a koksolási folyamat hatása 10% alatt van. Ez elsősorban a kamragáz elégetése által okozott szennyezőanyag-kibocsátásnak tulajdonítható (Wang et al. 2018, Cheng et al. 2024).

A szállítás mind a 9 kategóriához jelentős mértékben járul hozzá, de a legnagyobb arány a FAETP esetében figyelhető meg (41%). Ez azzal magyarázható, hogy a felhasznált koksolható szenek közel fele más kontinensekről érkezik ömlesztettáru-szállító hajókon. A tengeri szállítás még mindig súlyosan környezetszennyező szállítási forma, amely légszennyezést (üvegházhatású gázok, illékony szerves vegyületek, szilárd anyagot, ózonréteget lebontó anyagok és kénoxidok) és vízszennyezést (vízi invazív fajokat tartalmazó ballasztvíz kibocsátása, lerakódásgátló anyagok használata, rakomány és olaj kiömlése és üzemi kibocsátása, szennyvíz és tengeri szemét kibocsátása, víz alatti zaj) okoz (Jägerbrand et al., 2019; Walker et al., 2019).

A hűtés és kátrány kinyerésének és a gáztisztításnak a hozzájárulása minden kategóriában megközelítőleg hasonló. Az ADP fosszilis, FAETP, HTP inf., MAETP inf. és TETP inf. hozzájárulása jelentősebb, 15-30%-os, míg a többi kategória esetében 2-3%-os. Hasonló tendencia figyelhető meg a koksztoltás és osztályozás esetében is, de a korábban említett 5 kategória hozzájárulási mértéke mindössze 9-18%.

Annak ellenére, hogy a kokszyártás szennyvízéről ismert, hogy számos szerves és szervetlen szennyező anyagot tartalmaz (Wang et al. 2024), az eredmények azt mutatják, hogy ennek a részfolyamatnak a környezeti hatása megfelelő kezelési technológiával minimalizálható. Látható, hogy a szennyvíztisztítás 12%-kal, illetve 9%-kal járul hozzá a FAETP és a TETP inf. esetében, és 6% alatt van a többi kategória esetében. A nyers benzol kinyerés folyamata csak a fosszilis ADP és a TETP inf. esetében számottevő (10%), míg a többi kategória hozzájárulása szinte elhanyagolható (0,1-2%). A betöltés és tárolás folyamata rendelkezik a legalacsonyabb környezeti hatással, hozzájárulása minden kategória esetében 3% alatti, mivel az energiafogyasztás viszonylag alacsony, továbbá a kibocsátások sem jelentősek a szállítószalagok és a bunkerek zárt szerkezete, valamint a széntörők feletti porleválasztók miatt.



52. ábra: A bemeneti segédáramok relatív hatása (1 eset)

Az 52. ábra segítségével az egyes bemeneti segédáramok relatív hozzájárulását mutatom be az egyes környezeti hatáskategóriákhoz a teljes technológiára nézve. Az ivóvíz, a nitrogén, a sótlan víz és a sűrített levegő relatív hozzájárulása minden

egy-egy környezeti hatáskategóriában kevesebb, mint 1%. A legnagyobb relatív hozzájárulás a villamos energiánál az AP (85%), az EP (57%), a FAETP (61%), a HTP inf. (74%), a MAETP inf. (93%) és a POCP (73%) esetében figyelhető meg. A gőz hozzájárulása a legjelentősebb a fosszilis ADP (58%), a GWP (48%) és a TETP inf. (46%) kategóriákban. A technológiai víz hatása kevésbé jelentős (minden kategória esetében 25% alatt van), mint a villamos energiáé vagy a gőzé, de még így sem elhanyagolható. Ez járul hozzá a legnagyobb mértékben az EP-hez (21%) és a FAETP-hez (25%).

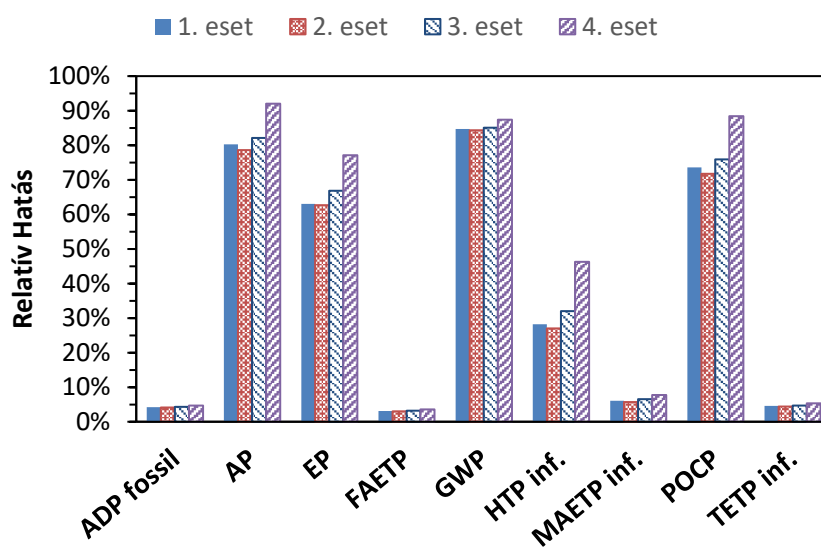
### **6.5 Összehasonlító LCA**

Miután elkészítettem a normál üzemi körülmények (1. eset) életciklus elemzését, a modellt átalakítottam a három másik esetre. Mivel a különböző esetek között jelentős változások csak a kokszolási és a gáztisztítási alfolyamatokban van, így ez egyes esetek eredményeit kifejezetten ezekre az alfolyamatokra összpontosítva mutatom be. A 3. eset teljes eredményét a melléklet M.1.-M.3. ábrái tartalmazzák.

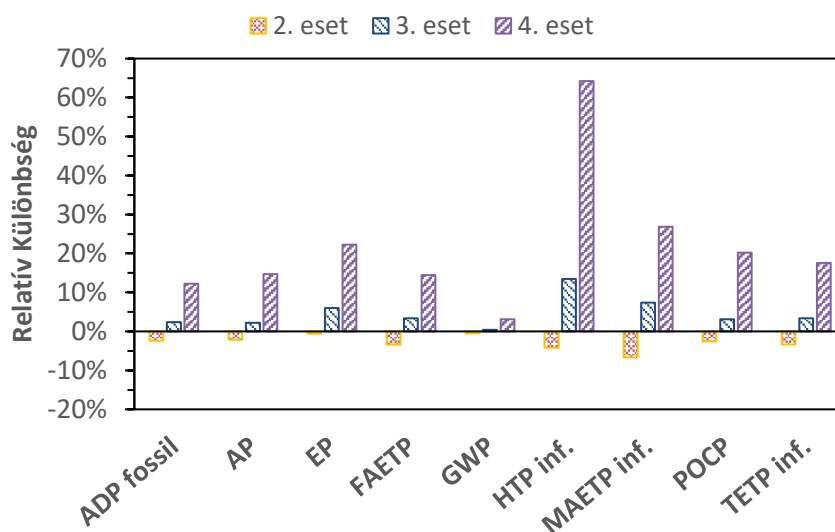
Az 53. ábra bemutatja a kokszolási folyamat relatív hozzájárulását a kilenc környezeti hatáskategóriához a vizsgált négy esetre. Megállapítható, hogy az 1. esethez képest minden kategóriában a 2. esetben csökkenés, míg a 3. és a 4. esetben növekedés tapasztalható. Mivel a 2. esetben azok a feltételek, amelyek mellett a kamragázban lévő szennyeződések mennyisége minimális, az égetés során kevesebb szennyező komponens kerül a környezetbe. Az energetikailag optimalizált esetben (3. eset) a szennyező komponensek koncentrációja a gázban még mindig a környezetvédelmi határérték alatt van, de a folyamat környezeti hatása az alapesethez (1. eset) képest kissé megnő. Ha egyáltalán nem történik gáztisztítás (4. eset), ami azt jelenti, hogy az elégetett kamragázban a szennyezőanyag-koncentráció jelentősen meghaladja az előírásokat, akkor a relatív hatás látványos növekedése figyelhető meg, különösen az AP, EP, HTP inf. és POCP esetében.

Az 54. ábra az 1. eset és a többi eset közötti relatív különbséget szemlélteti. A 2. eset a MAETP inf. esetében mutatja a legnagyobb csökkenést (-7%). Míg mind a

3., mind a 4. esetben a legnagyobb növekedés a HTP inf. (13% és 64%) és a MAETP inf. (7% és 27%) kategóriákban figyelhető meg.



53. ábra: Koksizálás relatív hatása

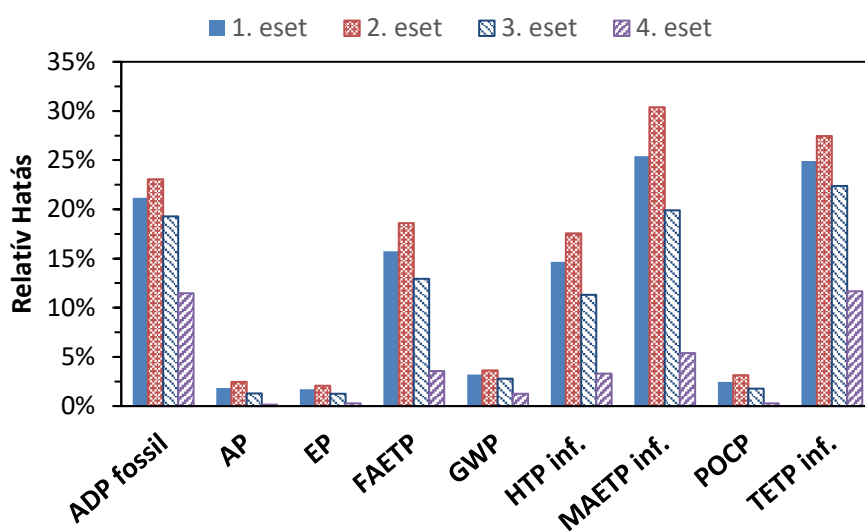


54. ábra: Az 1. esethez hasonlított relatív különbségek (koksizálás)

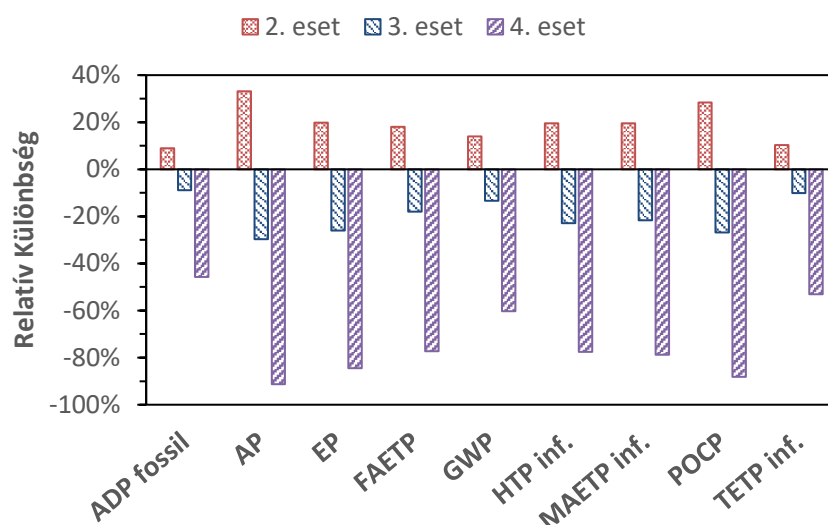
A másik lényeges alfolyamatot, a gáztisztítás környezeti hatását az 55. ábra szemlélteti. Az 1. esethez képest a 2. esetben minden kategória növekedést, míg a 3. és 4. esetben csökkenést mutat. A 2. esetben a folyamat villamosenergia-igénye megnőtt (a mosófolyadékokat alacsonyabb hőmérsékletre kell hűteni), ami növelte az egyes környezeti kategóriák relatív hatását. A 3. esetben viszont a folyamat

energiaigénye minimálisra csökkent, így a környezeti hatás is csökkent. A 4. esetben a mosók nem működnek, csak a sztripperoszlopok vannak használatban, ami az alfolyamat kis részét képezi, így lényegesen kevesebb energia és segédanyag kerül felhasználásra.

Az 56. ábra az 1. eset és a másik három eset közötti relatív különbséget mutatja be. A 2. esetben a legjelentősebb növekedés az AP (33%) és a POCP (28%) esetében figyelhető meg. A 3. esetben viszont ez a két kategória mutatta a legnagyobb csökkenést: az AP 30%-kal, a POCP pedig 27%-kal csökkent. A 4. eset is hasonló tendenciát mutatott, de sokkal nagyobb mértékű csökkenést: az AP 91%-kal, a POCP pedig 88%-kal csökkent.

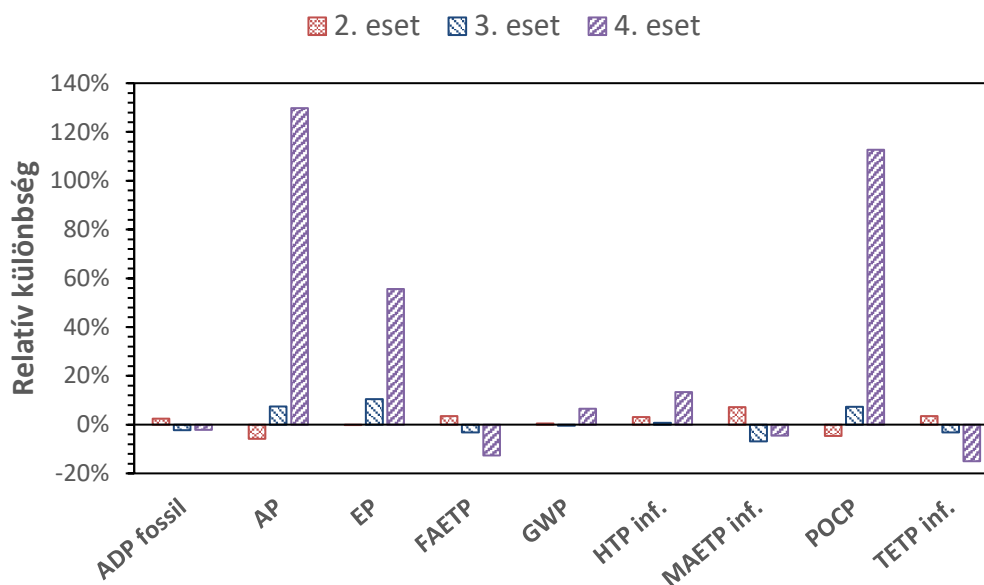


55. ábra: Gáztisztítás relatív hatása



56. ábra: Az 1. esethez hasonlított relatív különbségek (gáztisztítás)

Az 57. ábra az 1. eset és a többi eset közötti relatív különbségeket mutatja, a teljes technológiát figyelembe véve. Látható, hogy a legdrasztikusabb különbség az 1. és a 4. eset között van. A vizsgált környezeti hatáskategóriák közül az AP, a POCP, az EP, a HTP inf. és a GWP esetében 130%-os, 113%-os, 56%-os, 13%-os és 7%-os növekedés figyelhető meg. Ezzel szemben az ADP fosszilis, FAETP, MEATP inf. és TETP inf. esetében a csökkenés 10%-21% között mozog. A 2. esetben csak három kategória (AP, EP és POCP) mutat kis mértékű csökkenést (0,1%-6%), de a többi kategória növekedése is csekély, 0,5% és 7% között mozog. A 3. eset a legtöbb kategóriában, köztük a fosszilis ADP, FAETP, GWP, MAETP inf. és TETP inf. vonatkozásában csökkenés következett be, bár a csökkenés mértéke csak 0,4%-7% között mozgott. A másik négy kategóriában növekedés volt tapasztalható, de sokkal mérsékeltebben, mint a 4. esetnél, 0,8% és 10% között.



57. ábra: Az 1. esethez hasonlított relatív különbségek (teljes technológia)

Az elemzések során a kapott abszolút eredményeket a 24. táblázatban foglaltam össze.

24. táblázat: A vizsgált esetek során kapott abszolút eredmények (1 tonna koksra vonatkoztatva)

Hatás	1. eset	2. eset	3. eset	4. eset	Mértékegység
ADP fosszil	11 360	11 641	11 095	11 119	MJ
AP	2,56	2,41	2,75	5,87	kg SO <sub>2</sub> eq.
EP	0,25	0,25	0,27	0,38	kg foszfát eq.
FAETP	0,25	0,26	0,24	0,22	kg DCB eq.
GWP	547	549	544	582	kg CO <sub>2</sub> eq.
HTP inf.	6,26	6,45	6,31	7,09	kg DCB eq.
MAETP inf.	11 999	12 855	11 176	11 461	kg DCB eq.
POCP	0,12	0,12	0,13	0,27	kg etén eq.
TETP inf.	0,16	0,17	0,16	0,14	kg DCB eq.

## 6.6 Következtetések

Egy kokszyártási folyamat környezeti hatásait vizsgáltam életciklus elemzésen keresztül normál üzemi körülmények mellett. Továbbá összehasonlító elemzést végeztem 4 különböző esetet (1. normál üzemeltetés (alapeset), 2.

környezetvédelmi szempontból optimalizált gáztisztítás, 3. energetikai szempontból optimalizált gáztisztítás, 4. nincs gáztisztítás) figyelembe véve a kamragáz tisztítási folyamatot középpontba helyezve.

A normál üzemi körülmények eredményei alapján a kokszolási folyamatnak van a legnagyobb hatása több vizsgált kategóriában (AP, EP, GWP, HTP inf. és POCP). Ezenkívül a szállítás, a gáztisztítás, a hűtés és a kátrány kinyerése alfolyamatok jelentős környezeti hatásokkal jártak. Megállapítható, hogy a bemeneti segédanyagok közül a villamos energia járult hozzá a legnagyobb mértékben a környezeti hatáskategóriákhoz, ezt követte a gőz és a technológiai víz.

Az összehasonlító elemzésnél a vizsgált esetek a kokszolási és a kamragáztisztítási alfolyamatokra vannak hatással. Alapesethez képest a kokszolási folyamatban a 2. esetben a relatív hatás minden kategória esetében csökkent (0,6% és 6,7% között), míg a másik két esetben nőtt (2,2%-13,5% a 3. esetben és 3,1%-64,2% a 4. esetben), mivel a kamrák fűtésére használt kamragáz összetétele változott. Ezzel szemben a gáztisztításnál ellentétes tendencia figyelhető meg, mivel a 2. eset szerint a gáz megfelelő tisztításához több energiabefektetésre van szükség, ami növeli a folyamat környezeti hatását. A 2. esetben a növekedés 9,0% és 33,2% között változott. Ahogy azonban a gáztisztítás mértéke csökkent vagy megszűnt, úgy volt szükség kevesebb energiára ennek az alfolyamatnak. Így a 3. esetben 8,9% és 29,7% közötti, a 4. esetben pedig 45,7% és 91,3% közötti csökkenés volt megfigyelhető.

A teljes technológia környezeti hatásait összehasonlítva az alapesethez képest a 2. esetben 3 kategóriánál, a 3. esetben 5 kategóriánál, a 4. esetben pedig 4 kategóriánál figyelhető meg csökkenés. A legnagyobb növekedés a 4. esetben az AP (130%), az EP (56%) és a POCP (113%) kategóriáknál következik be. Az eredmények összehasonlítása azt mutatja, hogy az energetikai szempontból optimalizált állapot a környezeti hatások szempontjából a legkedvezőbb eset. Ennek oka az, hogy azokban a környezeti hatáskategóriákban, ahol növekedés tapasztalható, az legfeljebb 10%-os, míg a többi kategóriában a csökkenés 2% és 7% között mozog, ami összességében kedvezőbb eredményt produkál. Továbbá költség szempontjából az alapesethez képest a 2. eset lényegesen magasabb, ugyanis a szükséges alacsony hőmérsékletű mosófolyadékok biztosításához

minden hűtőberendezésnek (természetes és mesterséges huzatú hűtőtornyok és abszorpciós hűtőgépházak) üzemelnie kell. A 3. eset üzemeltetési költsége alacsonyabb, mint az alapeseté, ugyanis elegendő a természetes huzatú hűtőtorny üzemeltetése, nem szükségesek a mesterséges huzatú hűtőtornyok alkalmazása. Míg a 4. esetben bár az üzemrész üzemeltetési költsége lecsökken, azonban a kamragáz értékesítése nem lehetséges, ezáltal vállalat jelentős bevételtől esik el és az összes eset közül ez a legkedvezőtlenebb anyagi szempontból.

A folyamatszimulációs eredményeken alapuló életciklus elemzés különösen hatékonyan támogatja a meglévő üzemek fenntartható működését a dinamikusan változó energiaárak és a szigorodó környezetvédelmi előírások mellett, és jó eszköz a helyes döntések meghozatalára váratlan működési körülmények között.

## 7 Összefoglalás

A dolgozatomban a dunaújvárosi koksoló üzem kamragáz-tisztító technológiájának vizsgálatával foglalkoztam. Kutató munkám szakirodalmi megalapozását követően a kamragáz tisztítás stationer modelljének a leképzését végeztem el Aspen Plus program segítségével üzemi adatokra alapozva. Összehasonlítottam a kamragáz-tisztító technológiákhoz kapcsolódó szakirodalmakban alkalmazott megoldásokat, mely során megállapítottam, hogy a lejátszódó folyamatok leírására a sebességalapú modell alkalmazása a legalkalmasabb kiegészítve a lejátszódó reakciók kinetikai paramétereivel.

A technológia stationer szimulátorával végzett érzékenységvizsgálatok rávilágítottak a tisztáshatékonyságát legjelentősebben befolyásoló paraméterekre, melyek figyelembe vételével egy energetikailag optimalizált, valamint egy környezetvédelmi szempontból optimalizált munkapontot határoztam meg. Továbbá megvizsgáltam, hogy a stationer modell kisebb átalakításokat követően milyen pontossággal alkalmazható hasonló technológia esetében.

A folyamat dinamikus szimulátorának alkalmazásával a H<sub>2</sub>S mosókolonna két féle irányítási lehetőségét hasonlítottam össze. Továbbá kifejlesztettem egy emulált, illetve egy stimulált operátor tréning szimulátort (OTS), melyeket 9 személy bevonásával teszteltem. Megállapítottam, hogy a tapasztalattal rendelkező operátor lényegesen gyorsabban észleli a jelentkező hibákat, különösen akkor, amikor nincsenek alarm jelzések.

Üzemi adatokra épülő életciklus elemzéssel (LCA) mutattam be a vizsgált üzembrész jelentőségét és különböző scenáriókat vizsgáltam meg, melyek a stationer szimulátorral végzett optimalizálási feladatok eredményeire épültek. Ezzel a módszerrel az üzemhez kapcsolódó környezeti hatások jobban megérthetők és azonosíthatók, ezzel támogatva a technológiai döntéshozatalt, illetve jobban rávilágít a fejlesztési lehetőségekre.

Dolgozatomban több aspektusból is megvizsgáltam a kamragáz-tisztító technológia optimalizálási lehetőségeit. Sikerült olyan folyamatszimulációs eszközöket fejleszteni, amik átalakíthatóak hasonló technológiákhoz. Mind az emulált, mind a stimulált OTS alkalmazható a mindennapi üzemi gyakorlatban, emellett oktatási célokra is felhasználhatók ezáltal releváns szakmai tapasztalatot

## Összefoglalás

szerezhetnek a munkaerő piacra kerülő technikusok, szakmunkások vagy mérnökök. A folyamatszimuláció életciklus elemzéssel történő kiegészítésével egy újfajta döntéstámogató eszközt alakítottam ki

## **Köszönetnyilvánítás**

Elsősorban témavezetőimnek, dr. Egedy Attilának és dr. Nagy Lajosnak szeretném megköszönni a sok szakmai segítséget és biztatást, amit az elmúlt években kaptam tőlük. Köszönettel tartozom munkatársaimnak és vállalati konzulenseimnek, Horváth Tibornak, Hegedűs Ivánnak és Váczy Róbertnek, akik a munkámhoz szükséges üzemspecifikus információkkal láttak el. Hálás vagyok dr. Balaton Miklósnak és dr. Tóth László Richárdnak, akik segítettek a stimulált OTS létrejöttét, valamint dr. Domokos Endrének és dr. Sebestyén Viktornak az LCA elkészítésében nyújtott támogatásukért.

Továbbá köszönöm az Innovációs és Technológiai Minisztériumnak a Kooperatív Doktori Program Doktori Hallgatói Ösztöndíj támogatását.

Végül, de nem utolsósorban, szeretném kifejezni mély hálámat családomnak a folyamatos támogatásukért és türelmükért a nehezebb időszakokban is.

## Új tudományos eredmények (tézisek)

1. **Tézis:** Igazoltam, hogy a kamragáztisztítása során lejátszódó abszorpciós folyamatok leírására az egyensúlyi modell kevésbé alkalmas, ezért ehelyett a sebességalapú modell alkalmazása szükséges a lejátszódó reakció kinetikák figyelembevételével.
  - a. Bemutattam, hogy folyamatszimuláció segítségével hatékonyan elemezhető az egyes technológiai paraméterek hatása a kilépő gáz összetételére. A vizsgálatok során megállapítottam, hogy a savtalanvíz hőmérséklete, valamint térfogatárama befolyásolja a legnagyobb mértékben a tisztítás hatékonyságát.
  - b. Megvizsgáltam egy valós kokszolói kamragáz-tisztító technológia optimalizálási lehetőségeit a technológia stacioner szimulátorának alkalmazásával. A kidolgozott célfüggvény segítségével egy környezetvédelmi és egy energetikai szempontból optimális munkapontot határoztam meg.
  - c. Bemutattam, hogy a felépített stacioner szimulátor alkalmas hasonló technológiák leírására, amennyiben rendelkezésre állnak megfelelő mért adatok.

Kapcsolódó publikációk: 1, 2, 5, 6, 7

2. **Tézis:** Igazoltam, hogy meglévő technológia dinamikus szimulációja kiváló eszköz a rendszer dinamikájának vizsgálatára, irányítási struktúrák kialakítására és tesztelésére, valamint operátor tréning szimulátorok kialakítására.
  - a. Létrehoztam egy emulált operátor tréning szimulátort, mely segítségével egy szivattyú meghibásodásának esete vizsgálható. Továbbá leteszteltem különböző szakmai tapasztalattal rendelkező személyek mennyi idő alatt észlelik és hárítják el a generált üzemzavart annak függvényében, hogy a kijelző tartalmaz hibajelzést vagy sem. Megállapítottam, hogy a hibajelzés lényegesen lerövidítette a résztvevők beavatkozási idejét.

## Új tudományos eredmények (tézisek)

- b. A teljes technológia dinamikus szimulátorát összekötöttem az üzemi DCS-sel, ezáltal egy stimulált operátor tréning szimulátort hoztam létre. Megállapítottam, hogy a kezelőfelület alapos ismerete lényegesen lerövidíti a jelentkező hiba megtalálásának idejét, mely tudás megszerzésében a stimulált operátor tréning szimulátor jelentős segítséget nyújt.

Kapcsolódó publikációk: 3, 10, 11

3. **Tézis:** Összeállítottam egy valós kokszoló üzemi adatokon alapuló életciklus elemzést, és bebizonyítottam, hogy adott technológia esetében a folyamatszimulátoron alapuló életciklus elemzéssel hatékonyan támogatható a meglévő üzemek fenntartható működése a dinamikusan változó energiaárak és a szigorodó környezetvédelmi előírások mellett. Ezenkívül értékes eszköz a helyes döntések meghozatalához váratlan működési körülmények között is.

- a. Megállapítottam, hogy a kokszgyártás életciklus elemzése során a felosztásos módszerrel az egyes altechnológiák környezeti hatása hatékonyabban vizsgálható, mely során kimutathatóak a leginkább környezetre ártalmas alfolyamatok. A legnagyobb hatása a kokszolásnak, ezt követően szállításnak, a gáztisztításnak, valamint a hűtés és kátrány kinyerésnek van, így ezekre az altechnológiákra különös hangsúlyt kell fektetni.
- b. Megállapítottam, hogy a gyártási folyamat során felhasznált segédanyagok közül a villamos energia járult hozzá a legnagyobb mértékben a környezeti hatáskategóriákhoz, amelyet a gőz és a technológiai víz követ.
- c. Életciklus elemzés segítségével bebizonyítottam a kamragáz tisztításának fontosságát 4 különböző eseten keresztül és megállapítottam, hogy a technológia stacioner modelljével végzett optimalizálás során az energetikailag optimalizált munkapont a teljes technológia környezeti hatása szempontjából a legkedvezőbb eset.

Kapcsolódó publikációk: 4, 8, 9

## **New scientific results (theses)**

**Thesis 1.:** I have demonstrated that the equilibrium model is less suitable for describing the absorption processes during the purification of coke oven gas, therefore the use of a rate-based model is necessary with consideration of the reaction kinetics.

- a) I have demonstrated that process simulation can be effectively used to analyse the impact of specific process parameters on the composition of the outlet gas. I have found that the temperature and the volume flow rate of the deacidified water have the greatest influence on the efficiency of the purification.
- b) I have investigated the optimisation potential of a real coke oven gas purification technology using its steady-state simulator. The developed objective function was applied to identify both an energetically and an environmentally optimal operating point.
- c) I have shown that the developed steady-state simulator is suitable for describing similar technologies, provided that appropriate measured data are available

Related publications: 1, 2, 5, 6, 7

**Thesis 2.:** I have demonstrated that dynamic simulation of existing technology is an ideal tool for investigating system dynamics, designing and testing control structures, and developing operator training simulators.

- a) I have developed an emulated operator training simulator to investigate the case of a pump failure. Furthermore, I have tested how long it takes for individuals with different levels of professional experience to detect and eliminate the generated malfunction depending on whether or not the display contains a fault alarm. My findings indicate that the presence of a fault alarm significantly shortened participants' intervention time.
- b) I have connected the whole technology dynamic simulator to the DCS of the plant, creating a stimulated operator training simulator.

## New scientific results (theses)

I have observed that in the familiar environment, the operator detects the fault significantly faster than the other participants in the test.

Related publications: 3, 10, 11

**Thesis 3.:** I have conducted a life cycle assessment based on real coking plant data and demonstrated that, for a given technology, a process simulator-based life cycle analysis can effectively support the sustainable operation of existing plants amid dynamically changing energy prices and tightening environmental regulations. Additionally, it serves as a valuable tool for making informed decisions under unexpected operating conditions.

- a) I have concluded that the life cycle assessment of coke production can be more efficiently examined by using the subdivision method to identify the environmental impact of each sub-processes, which can identify the most environmentally damaging part of the plant. Coking, followed by transportation, gas purification, cooling and tar recovery have the highest impact, so these sub-processes should receive special attention.
- b) I have identified that, among the auxiliary materials used in the production process, electricity contributes the most to the environmental impact categories, followed by steam and process water.
- c) Using life cycle assessment, I have demonstrated the importance of coke oven gas purification through four different cases and found that the energetically optimized operating point, as determined by the steady-state model of the technology, is the best scenario in terms of environmental impact.

Related publications: 4, 8, 9

## Publikációk

### *Folyóiratcikkek:*

1. Radó-Fóty, N., Egedy, A., Nagy, L., Hegedűs, I. (2021) Comparison of Equilibrium-Stage and Rate-Based Models of a H<sub>2</sub>S Scrubber for Purification of Coke Oven Gas, Chem. Eng. Trans., 88, 217-222, <https://doi.org/10.3303/CET2188036>
2. Radó-Fóty N, Egedy A, Nagy L, Hegedűs I (2022) Investigation and Optimisation of the Steady-State Model of a Coke Oven Gas Purification Process. Energies 15, 4548. <https://doi.org/10.3390/en15134548>
3. Radó-Fóty N, Egedy A, Nagy L, Hegedűs I (2023) Dynamic Modelling and Process Control System Development of a H<sub>2</sub>S Scrubber Used in a Coke Oven Gas Purification Technology, Chem. Eng. Trans., 99, 649-654. <https://doi.org/10.3303/CET2399109>
4. Radó-Fóty, N., Egedy, A., Nagy, L., Domokos, E., Sebestyén, V., (2025) Life Cycle Assessment of Coke Production Based on Real Plant and Model-optimised Data, Int J Life Cycle Assess, <https://doi.org/10.1007/s11367-025-02455-6>

### *Előadások:*

5. Fóty, N.; Egedy, A., Nagy, L. (2020) Study of reducing H<sub>2</sub>S and NH<sub>3</sub> content in coke oven gas. Pannon Egyetem, Mérnöki Kari Tudományos Konferencia, pp 8. ISBN: 978-963-396-153-7
6. Fóty, N.; Egedy, A., Nagy, L. (2021) Kamragáz H<sub>2</sub>S-tartalmának csökkentésének vizsgálta. Kárpát-Medencei Fialal Magyar Kutatók Konferenciája, pp 34-35.
7. Fóty, N.; Egedy, A., Nagy, L. (2021) Modelling of H<sub>2</sub>S scrubber used for coke oven purification. Műszaki Kémiai Nap 2021 Konferencia.
8. Radó-Fóty, N., Egedy, A., Nagy, L., Domokos, E., Horváth, T. (2023) Comparative Life Cycle Analysis of a Coking Plant. 11th International Mardin Artuklu Scientific Researches Conference.

## Publikációk

9. Radó-Fóty, N., Egedy, A., Nagy, L., Domokos, E., Sebestyén, V., (2024) Koksoló üzem összehasonlító életciklus elemzése a gáztisztítás szempontjából. Műszaki Kémiai Napok 2024 Konferencia.
10. Radó-Fóty, N., Egedy, A., Nagy, L., Horváth, T., (2024) Dinamikus szimuláció alkalmazásai kamragáztisztító technológiákban. Műszaki Kémiai Napok 2024 Konferencia.
11. Radó-Fóty, N., Egedy, A., Nagy, L., Horváth, T., Balaton, M., Tóth, L.R. (2025) Operátor tréning szimulátor kifejlesztése kamragáz-tisztító üzemhez. Műszaki Kémiai Napok 2025 Konferencia.

## Irodalomjegyzék

- 1 Ahmad, Z., Dipesh, S. P., Rangaiah, G.P. (2016) Operator Training Simulator for Biodiesel Synthesis from Waste Cooking Oil. *Process Saf. Environ. Prot.* 99. 56-68. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2015.10.002>
- 2 Aldaco, R., Butnar, I., Margallo, M., Laso, J., Rumayor, M., Dominguez-Ramos, A., Irabien, A., Dodds, P. E. (2019) Bringing value to the chemical industry from capture, storage and use of CO<sub>2</sub>: A dynamic LCA of formic acid production. *Sci. Total Environ.* 663, 738-753. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.01.395>
- 3 Allen, R.C., (2009) *The British Industrial Revolution in Global Perspective*, Cambridge University Press, 217-237 <https://doi.org/10.1017/CBO9780511816680>
- 4 Al-Malah, K. I.M., 2016. *Aspen Plus: Chemical Engineering Applications*, Wiley, 1-47. <http://doi.org/10.1002/9781119293644>
- 5 AspenTech, <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus>  
Letöltés dátuma: 2024.04.06
- 6 Bélafiné Bakó, K. (2002) *Membrános műveletek*, Veszprémi Egyetemi Kiadó, Veszprém, 7-76.
- 7 Bermúdez, J. M., Arenillas, A., Luque, R., Menéndez, J. A. (2013) An overview of novel technologies to valorise coke oven gas surplus. *Fuel Process. Technol.* 110. 150-159. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2012.12.007>
- 8 Buso, A., Giomo, M. (2011) *Mathematical Modeling in Chemical Engineering: A Tool to Analyse Complex Systems*. pp. 389-412. In: Awrejcewicz, J. *Numerical Simulations of Physical and Engineering Processes*. InTech. <http://doi.org/10.5772/1828>
- 9 Cai, H., Biesbroek, S., Wen, X., Shenggen, F., Veer, P., Talsma, E. F. (2022) Environmental footprints of Chinese foods and beverages: Literature-based construction of a LCA database. *Data in Brief* 42, 108244. <https://doi.org/10.1016/j.dib.2022.108244>
- 10 Cameron, D., Clausen C., Morton, W. (2002) *Dynamic Simulators for Operator Training*. In: Braunschweig, B.; Gani, R. *Software Architectures and Tools for Computer Aided Process Engineering*, Elsevier. 393-431. [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(02\)80019-0](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(02)80019-0)
- 11 Carneiro, L. O., Vasconcelos, S. F., Neto, G. W. F., Brito, R. P., Brito, K. D. (2020) Improving H<sub>2</sub>S Removal in the Coke Oven Gas Purification Process. *Sep. Purif. Technol.* 257, 1-9. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2020.117862>
- 12 Chabra, R. P., Shankar, V. (2018) *Mass Transfer*, In: Coulson and Richardson's *Chemical Engineering (Volume 1b: Heat and Mass Transfer: Fundamentals and Applications)*, Elsevier, 267-374. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102550-5.00002-X>

- 13 Chan B.K.C. (2020) Theory of simultaneous mass transfer and chemical reactions with numerical solutions, In: Simultaneous mass transfer and chemical reactions in engineering science, Elsevier, 61-144.
- 14 Chaves, I. D. G., López, J. R. G., Zapata, J. L. G., Robayo, A. L., Niño, G. R. (2016) Process analysis and simulation in chemical engineering, Springer, 1-10. <https://doi.org/10.1007/978-3-319-14812-0>
- 15 Chaves, I.D.G., López, J.R.G., Zapata, J.L.G., Robayo, A.L., Niño, G.R. (2016) Process analysis and simulation in chemical engineering, Springer, 1-10. <https://doi.org/10.1007/978-3-319-14812-0>
- 16 Chen, Z., Shen, Q., Sun, N., Wie, W. (2019) Life cycle assessment of typical methanol production routes: The environmental impacts analysis and power optimisation. *J. Clean. Prod.* 220, 408-416. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.02.101>
- 17 Cheng, L., Wei, W., Cheng, S., Zhang, C., Ye, Z., Wang, K., Wang, R. (2024) Reductions of multiple air pollutants from coking industry through technology improvements and their impacts on air quality and health risks in a highly industrialised region of China. *Sci. Total Environ.* 908, 168360. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2023.168360>
- 18 CMR: Coke Market Report-Summary of 2021. [www.resource-net.com](http://www.resource-net.com), Letöltés dátuma: 2024. 11.20.
- 19 Coulson, J. M., Richardson, J.F. (2002) Chemical Engineering, Volume 2., Fifth edition-Particel Technology & Separation Processes, Elsevier Science, 656-717.
- 20 Čuček, L., Klemeš, J.J, Kravanja, Z. (2015) Overview of Environmental Footprints. In: Klemeš J.J. (ed) Assessing and Measuring Environmental Impact and Sustainability. Butterworth-Heinemann, pp. 131-193. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-799968-5.00005-1>
- 21 Curran, M. A. (2017) Overview of Goal and Scope Definition in Life Cycle Assessment. In: Curran, M. A. (ed) Goal and Scope Definition in Life Cycle Assessment. Springer Dordrecht, pp. 1-62. [https://doi.org/10.1007/978-94-024-0855-3\\_1](https://doi.org/10.1007/978-94-024-0855-3_1)
- 22 Curran, M. A. (2017) Overview of Goal and Scope Definition in Life Cycle Assessment. In: Curran, M. A. (ed) Goal and Scope Definition in Life Cycle Assessment. Springer Dordrecht, pp. 1-62. [https://doi.org/10.1007/978-94-024-0855-3\\_1](https://doi.org/10.1007/978-94-024-0855-3_1)
- 23 Di, Z., Jing, J., Peng, H., Lu, X., Cheng, F. (2024) Technical alternatives for coke oven gas utilisation in China: A comparative analysis of environment-economic-strategic perspectives. *ESE.* 10039. <https://doi.org/10.1016/j.ese.2024.100395>
- 24 Dincer, I., Rosen, M. A., Al-Zareer, M. (2018) Exergoenvironmental Analysis. In: Dincer, I. (ed) Comprehensive Energy Systems. Elsevier, pp. 377-421. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-809597-3.00108-5>

- 25 Essaghour, L., Mao, R., Li, X. (2023) Environmental benefits of using hempcrete walls in residential construction: An LCA-based comparative case study in Morocco. *Environ. Impact Assess. Rev.* 100, 107085. <https://doi.org/10.1016/j.eiar.2023.107085>
- 26 European Commission (2012) Commission Implementing Decision of 28 February 2012 establishing the best available techniques (BAT) conclusions under Directive 2010/75/EU of the European Parliament and of the Council on industrial emissions for iron and steel production. *Official Journal of the European Union*, L70, 85-88.
- 27 European Parliament and Council (2003) Directive 2003/87/E.C. of the European Parliament and of the Council of 13 October 2003 establishing a scheme for greenhouse gas emission allowance trading within the Community and amending Council Directive 96/61/E.C. *Official Journal of the European Union*, L275, 32-45
- 28 Fang, M. C., War, J. D., Lee, H. Y., Hsieh, C. T., Hsieh, Y. C., Lee, C. L., Lin, S. C., Huang, T. H., Chou, W. T. (2024) Modelling and improving the scrubbing efficiency of an intensified ammonia process for coke oven gas purification, *Chem. Eng. Process.* 197. 109713. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.109713>
- 29 Finnveden, G., Potting, J. (2014) Life Cycle Assessment. In: Wexler, G. (ed) *Encyclopaedia of Toxicology*. Academic Press., pp. 74-77. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-386454-3.00627-8>
- 30 Fonyó, Z., Fábry, G. (1998) *Vegyipari művelettani alapismeretek*, Nemzeti Tankönyvkiadó, Budapest, 565-596.
- 31 Foo, D. C. Y., Elyas, R. (2017) Introduction to Process Simulation. In: Foo, D. C. Y., Chemmangattuvalappil, N., Ng, D. K. S., Elyas, R., Chen, C. L., Elms, R. D., Lee, H. Y., Chien, I. L., Chong, S., Chong, C. H. *Chemical Engineering Process Simulation*, Elsevier, 3-20
- 32 García S. G., Montequín V. R., Fernández R. L., Fernández F. O. (2019) Evaluation of the synergies in cogeneration with steel waste gases based on Life Cycle Assessment: A combined coke oven and steelmaking gas case study. *J. Clean. Prod.* 217, 576-583. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.01.262>
- 33 García, S. G., Montequín, V. R., Fernández, R. L., Fernández, F. O. (2019) Evaluation of the synergies in cogeneration with steel waste gases based on Life Cycle Assessment: A combined coke oven and steelmaking gas case study. *J. Clean. Prod.* 217, 576-583. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.01.262>
- 34 Hamid, E.M.K.A. (2013) *HYSY: An Introduction to Chemical Engineering Simulation*, Lambert Academic Pub, 1-16
- 35 HUPX Hungarian Power Exchange, <https://hupx.hu/hu/piaci-adatok/dam/rendszeres-riportok>, Letöltés dátuma: 2025.01.16.
- 36 International Standard Organization (2006a) *Environmental Management - Life Cycle Assessment - Principles and Framework*, 14040 series. Geneva, Switzerland.

- 37 International Standard Organization (2006b) Environmental Management - Life Cycle Assessment – Requirements and guidelines, 14044 series. Geneva, Switzerland.
- 38 Jägerbrand, A. K., Brutemark, A., Svedén, J. B., Gren, I. M. (2019) A review on the environmental impacts of shipping on aquatic and nearshore ecosystems. *Sci. Total Environ.* 695, 133637. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.133637>
- 39 Jayanthi, T., Satyamurthy, S. A. V., Swaminathan, P. (2008) Training Simulators and their Role in Nuclear Power Plant. International Conference MNGSA, Coimbatore
- 40 Jiao, W., Yang, P., Qi, G., Liu, Y. (2018) Selective absorption of H<sub>2</sub>S with high CO<sub>2</sub> concentration in mixture in a rotating packed bed. *Chem. Eng. Process.: Process Intensif.* 129. 142-147. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2018.05.009>
- 41 Kaszatkin, A. G. (1976) Alapműveletek, gépek és készülékek a vegyiparban, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 403-611.
- 42 Khoo, H. H., Isoni, V., Sharratt, P. N. (2018) LCI data selection criteria for a multidisciplinary research team: LCA applied to solvents and chemicals. *Sustain. Prod. Consum.* 16, 68-87. <https://doi.org/10.1016/j.spc.2018.06.002>
- 43 Kohl A. L., Nielsen R. B. (1997) Gas Purification, 5th edn. Gulf Publishing Company: Houston, USA, 279-326.
- 44 Komulainen, T. M., Sannerud, R., Nordsteien, B., Nordhus, H. (2012) Economic Benefits of Training Simulators. *World Oil.* 12, 61-65
- 45 Leão, A. S., Medeiros, D. L., Santiago, M. A., Tavares, A. O. d C., Maranduba, H. L., Almeida, E. d S. (2023) Rigorous environmental and energy life cycle assessment of blast furnace pig iron in Brazil: The role of carbon and iron sources, and co-product utilisation. *SM&T* 36, e00607. <https://doi.org/10.1016/j.susmat.2023.e00607>
- 46 Li, J., Cheng, J. (2020) Comparative life cycle energy consumption, carbon emissions and economic costs of hydrogen production from coke oven gas and coal gasification. *Int. J. Hydrog. Energy.* 45, 27979-27993. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.07.079>
- 47 Li, J., Ma, L., Qu, P., Tian, B., Nie, Y., Liu, L., Xu, L., Ma, X. (2023) Comparative life cycle assessment of ammonia production by coke oven gas via single and coproduction processes. *Sci. Total Environ.* 882, 163638. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2023.163638>
- 48 Li, J., Ma, X., Liu, H., Zhang, X. (2018) Life cycle assessment and economic analysis of methanol production from coke oven gas compared with coal and natural gas routes. *J. Clean. Prod.* 185, 299-308. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.02.100>
- 49 Li, J., Zhang, S., Nie, Y., Ma, X., Xu, L., Wu, L. (2020) A holistic life cycle evaluation of coking production covering coke oven gas purification process based on the subdivision method. *J. Clean. Prod.* 248, 119183. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.119183>

- 50 Li, J., Zhang, Z., Zhang, S., Shi, F., Nie, Y., Xu, L., Ma, X. (2021) Life cycle assessment of liquefied natural gas production from coke oven gas in China. *J. Clean. Prod.* 329, 129609. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2021.129609>
- 51 Liu, H., Guo, W. (2023) Comparative study on life cycle energy consumption, carbon emissions and economic performance of various coke-oven gas utilisation schemes. *Fuel* 332, 125706. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125706>
- 52 Liu, X., Yuan, Z. (2016) Life cycle environmental performance of by-product coke production in China. *J. Clean. Prod.* 112, 1292-1301. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2014.12.102>
- 53 Lyman, P. Process simulation and its benefits, <https://www.crbusa.com/insights/process-simulation-benefits>, Letöltés dátuma: 2024.05.03.
- 54 MathWorks, <https://uk.mathworks.com/products/matlab.html> Letöltés dátuma: 2024.09.10.
- 55 Mayer, J., Schneider, R., Kenig, E., Górak, A., Wozny, G. (1999) Dynamic and Steady State Simulation of Coke Oven Gas Purification, *Comput. Chem. Eng.* 23, 843-846. [https://doi.org/10.1016/s0098-1354\(99\)80207-5](https://doi.org/10.1016/s0098-1354(99)80207-5)
- 56 Moziraji, M. R., Dezvareh, G. A., Ehteshami, M., Sabour, M. E., Bazargan, A. (2023) Life cycle assessment of gas-based EAF steel production: environmental impacts and strategies for footprint reduction. *Int. J. Life Cycle Assess* 28:1605-1621. <https://doi.org/10.1007/s11367-023-02230-5>
- 57 Olmez, M. G., Dilek, F. B., Karanfil, T., Yetis, U. (2016) The environmental impacts of iron and steel industry: a life cycle assessment study. *J. Clean. Prod.* 130, 195-201. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2015.09.139>
- 58 Pan, H. J., Fang, M. C., Ward, J. D., Lee, H. Y., Lin, H. Y., Hsieh, C. T., Lee, C. L., Huang, T. H., Hsieh Y. C., Lin, S. C., Chou, W. T. (2023) Modeling of an integrated H<sub>2</sub>S/NH<sub>3</sub> scrubber and regeneration columns for coke oven gas purification, *J. Clean. Prod.* 389, 136065. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.136065>
- 59 Park, J., Lee, S.Y., Lee, S., Oh, H., Kim, J., Yoon, Y.S., Lee, I.B, Um, W. (2021) The comprehensive evaluation of available pilot-scale H<sub>2</sub>S abatement process in a coke-oven gas: Efficiency, economic, energy, and environmental safety (4ES). *J. Environ. Chem. Eng.* 9. 106903. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.106903>
- 60 Park, J., Young, L.S., Kim, J., Yoon, Y.S. (2022) Efficiency, economic, energy, and safety (3ES) analyses on different configurations of MDEA absorption process for coke oven gas desulfurization. *Adv. Chem. Eng.* 10. 100281. <https://doi.org/10.1016/j.ceja.2022.100281>
- 61 Perry, J. H. (1969) *Vegyésmérnökök Kézikönyve*, Műszaki Könyvkiadó, Budapest.
- 62 Pilarczyk E., Sowa F., Kaiser M., Kern W. (2013) Emissions at Coke Plants: European Environmental Regulations and Measures for Emission Control. *Trans. Indian Inst. Met.* 66, 723-730. <http://doi.org/10.1007/s12666-013-0304-4>

- 63 Porzio G. F., Colla V., Matarese N., Nastasi G., Brance T. A., Amato A., Fornai B., Vannucci M., Bergamasco M. (2014) Process integration in energy and carbon intensive industries: An example of exploitation of optimisation techniques and decision support. *Appl. Therm. Eng.* 70, 1148-1155. <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.05.058>
- 64 Puskás, J., Egedy, A., Németh, S. (2018) Development of Operator Training Simulator for Isopropyl Alcohol Producing Plant. *Educ. Chem. Eng.* 22. 35-43 <https://doi.org/10.1016/j.ece.2017.11.003>
- 65 Razzaq R., Li C., Zhang S. (2013) Coke oven gas: Availability, properties, purification, and utilisation in China. *Fuel* 113, 287–299. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.05.070>
- 66 Ren, K., Zhanf, T., Bai, Y., Zhai, Y., Jia, Y., Zhou, X., Cheng, Z., Hong, J. (2022) Environmental and economical assessment of high-value utilisation routes for coke oven gas in China. *J. Clean. Prod.* 353, 131668. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.131668>
- 67 Sangaran, S., Saharudin, H. (2017) Operator Training Simulator for Ethylene Plant. *Chem. Eng. Trans.* 56, 1621-1626 <https://doi.org/10.3303/CET1756271>
- 68 Simándi, B., Cséfalvay E., Deák, A., Farkas, T., Hanák, L., Mika, L. T., Mizsey, P., Sawinsky, J., Szánya, T., Vágó, E. (2012) Vegyipari műveletek II.-Anyagátadó műveletek és kémiai reaktorok, Typotex Kiadó, Budapest. 19-71.
- 69 SimulateLive: Process simulation as the key discipline of chemical engineering. <https://simulatelive.com/simulate/steady-state/process-simulation-as-the-key-discipline-of-chemical-engineering>, Letöltés dátuma: 2024.06.02.
- 70 Sphera, <https://sphera.com/solutions/product-stewardship/life-cycle-assessment-software-and-data/lca-for-experts/> Letöltés dátuma: 2024.04.06.
- 71 Szilágyi, I. (2021) 65 éves a kokszyártás a Dunaferrben. *Magyar Acél* 2021/2, 32-42.
- 72 Takacs, B., Borrion, A. (2020) The use of life cycle-based approaches in the food service sector to improve sustainability: a systematic review. *Sustainability* 12, 3504. <https://doi.org/10.3390/su12093504>
- 73 Thiele, R., Brettschneider, O., Faber, R., Thielert, H., Wozny, G. (2004) Experimental Investigation and Simulation of the Chemical Absorption in a Packed Column for the System  $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{-H}_2\text{S-NaOH-H}_2\text{O}$ . *Sep. Purif. Technol.* 39, 139-159. [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(03\)00165-5](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(03)00165-5)
- 74 Thiele, R., Faber, R., Repke, J.U., Thielert, H., Wozny, G. (2007) Design of Industrial Reactive Absorption Process in Sour Gas Treatment Using Rigorous Modelling and Accurate Experimentation. *Chem. Eng. Res. Des.* 85, 74-87. <https://doi.org/10.1205/cherd06091>
- 75 Tia, X., Wang L., Zhang, P., Fu, D., Wang, Z., (2020) A high efficient absorbent for the separation of  $\text{H}_2\text{S}$  from low partial pressure coke oven gas. *ESPR* 28. 5822-5832. <https://doi.org/10.1007/s11356-020-10968-w>

- 76 Towsey, P. S., Cameron I., Gordon, Y. (2010) Comparison of Byproduct and Heat-Recovery Cokemaking Technologies, AISTech 2010 The Iron & Steel Technology Conference and Exposition, Pittsburg 41-50.
- 77 Trading Economics, <https://tradingeconomics.com/commodity/eu-natural-gas>, Letöltés dátuma: 2025.01.16.
- 78 Treybal, R. E. (1981) Mass-Transfer Operations (Third Edition), McGraw-Hill Book Company, Singapore, 45-87.
- 79 Walker, T. R., Adebambo, O., Feijoo, M. C. D. A., Elhaimer, E., Hossain, T., Edwards, S. J., Morrison, C. E., Romo, J., Sharma, N., Taylor, S., Zomorodi, S. (2019) Environmental Effects of Marine Transportation. In: Sheppard, C. (ed) World Seas: An Environmental Evaluation. Academic Press, pp. 505-530. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-805052-1.00030-9>
- 80 Wang J, Wang S, Hu C (2024) Advanced treatment of coking wastewater: Recent advances and prospects. Chemosphere 349, 140923. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2023.140923>
- 81 Wang, C., Larsson, M., Ryman, C., Grip, C.-E., Wikström, J.-o., Johnsson, A., Engdahl, J. (2008) A model on CO<sub>2</sub> emission reduction in integrated steelmaking by optimization methods. Int. J. Energy Res. 32, 1092-1106. <https://doi.org/10.1002/er.1447>
- 82 Wang, J., Wang, S., Hu, C. (2024) Advanced treatment of coking wastewater: Recent advances and prospects. Chemosphere 349, 140923. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2023.140923>
- 83 Zhang, Y., Yan, D., Hu, S., Guo, S. (2019) Modelling of energy consumption and carbon emission from the building construction sector in China, a process-based LCA approach. Energy Policy 134, 110949. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2019.110949>
- 84 Yokogawa: <https://library.yokogawa.com/document/download/AxkHnJ89/0000005914//EN/> Letöltés dátuma: 2025.03.17
- 85 VMware: <https://www.vmware.com/products/desktop-hypervisor/workstation-and-fusion>. Letöltés dátuma: 2025.03.17

## Melléklet

**M.1. táblázat: Kokszgyártáshoz és kamragáz felhasználáshoz kapcsolódó, életciklus elemzéssel foglalkozó szakirodalmak összefoglalása**

Forrás	Téma	Rendszer határok
Li és munkatársai (2020)	Kokszgyártás átfogó LCA elemzése, felosztásos módszer alkalmazásával	1. Szénmosás feldolgozási folyamatai (szénbányászat, nyers szénszállítás, szénfeldolgozás, mosott szén szállítása) 2. Kokszgyártási folyamat (széntöltés, kigázosítás, kokszoltás, kokszosztályozás) 3. Kamragáztisztítási folyamat (gázhűtés, kénkinyerés, ammóniakinyerés, nyers benzolkinyerés)
Liu és Yuan (2016)	Kínára specifikus LCA, valamint nedves és száraz kokszoltás összehasonlítása	1. Nyersanyag beszerzés 2. Szállítás 3. Helyszíni szénelőkészítés 4. Kigázosítás 5. Koksz osztályozás és tárolás 6. Melléktermék-kinyerés
Li és munkatársai (2018) Chen et al. (2019)	Kamragáz-alapú metanol gyártás összehasonlítása szén- és földgáz-alapú eljárással	A) 1. Szénbányászat és feldolgozás, 2. Szállítás, 3. Kokszgyártás, 4 Metanolgyártás; B) 1. Szénbányászat és feldolgozás, 2 Metanolgyártás; C) 1. Földgázkitermelés, 2. Metanolgyártás
García és munkatársai (2019)	Kapcsolt energiatermelés életciklus elemzése kamragáz és konvertergáz felhasználásával	Kapcsolt energiatermelés folyamata 1. Villamos üzem 2. Hőerőmű
Li és munkatársai (2021)	Kamragáz-alapú cseppfolyós földgáz folyamat	1. Szénbányászat és feldolgozás 2. Szénszállítás 3. Kokszgyártás

## Melléklet

Forrás	Téma	Rendszer határok
		4. Folyékony földgáz-termelés (dekarbonizáció vagy metanizáció (H <sub>2</sub> -kivonással vagy anélkül)) 5. Folyékony földgáz szállítása 6. Folyékony földgáz bepárlása
Ren és munkatársai (2022)	3 kamragáz felhasználási eljárás összehasonlítása	1. Kamragáz előállítás 2. Felhasználási lehetőségek S-1 Metanol előállítás S-2 Hidrogén előállítás S-3 Folyékony földgáz előállítás
Li és Cheng (2020)	Hagyományos és kamragáz-alapú H <sub>2</sub> előállítás összehasonlítása	1. Szénbányászat és feldolgozás 2. Szénszállítás 3. Szénből kamragáz 4. Kamragázból hidrogén
Li és munkatársai (2023)	Összehasonlító életciklus elemzés kamragázból történő ammónia előállítására	1. Szénbányászat és feldolgozás 2. Szénszállítás 3. Kokszyártás 4. Ammónia előállítása (önálló vagy metanol/folyékony földgáz együttes előállítással).
Liu és Guo (2023)	Négy kamragáz felhasználási módszer összehasonlítása	1. Szén bányászat és mosás 2. Szén szállítás 3. Kokszolás 4. Termék előállítás (hidrogén/földgáz/metanol/villamosenergia) 5. Termék energetikai célú hasznosítása
Di és munkatársai. (2024)	Négy kamragáz felhasználási módszer összehasonlítása	1. Szén bányászat és mosás 2. Szén szállítás 3. Kokszolás 4. Kamragáz felhasználás

M.2. táblázat: Mintavételek eredménye- Kamragáz

Mintavétel ideje Kamragáz térfogatárama (Nm <sup>3</sup> /h)	2020.11.04				2020.11.11				2020.11.19			
	49573				47483				47776			
	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	p	T	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	p	T	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	p	T
	g/Nm <sup>3</sup>	g/Nm <sup>3</sup>	mbarg	°C	g/Nm <sup>3</sup>	g/Nm <sup>3</sup>	mbarg	°C	g/Nm <sup>3</sup>	g/Nm <sup>3</sup>	mbarg	°C
1. mintavételi pont (utóhűtő előtt)	2,51	6,07	127,1	37	3,14	5,83	127,2	42	2,88	3,97	126,7	41
2. mintavételi pont (KW101- utóhűtő után)	1,93	5,58	-	26	3,34	5,31	-	32	2,75	3,50	-	30
3. mintavételi pont (KW101 közepén)	6,28	1,60	-	-	6,89	3,60	-	-	6,38	1,21	-	-
4. mintavételi pont (KW101 kilépő)	2,22	1,22	112,2	25	2,15	1,24	112,4	28	1,62	1,67	112,6	28
5. mintavételi pont (KW103 kilépő)	0,03	0,87	104,0	27	0,08	0,75	104,2	29	0,04	0,66	104,7	29
Mintavétel ideje Kamragáz térfogatárama (Nm <sup>3</sup> /h)	2022.08.30				2022.08.31							
	32198				31900							
	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	p	T	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S	p	T				
	g/Nm <sup>3</sup>	g/Nm <sup>3</sup>	mbarg	°C	g/Nm <sup>3</sup>	g/Nm <sup>3</sup>	mbarg	°C				
1. mintavételi pont (utóhűtő előtt)	2,66	5,19	126,4	44	2,57	5,94	126,5	42				
2. mintavételi pont (KW101- utóhűtő után)	2,64	4,08	-	33	2,85	4,62	-	31				
3. mintavételi pont (KW101 közepén)	6,36	2,54	-	-	8,28	2,60	-	-				
4. mintavételi pont (KW101 kilépő)	1,92	1,91	111,5	29	1,49	2,34	111,2	27				
5. mintavételi pont (KW103 kilépő)	0,03	0,62	103,8	30	0,02	0,50	103,6	29				

M.3. táblázat: Mintavételek eredménye- Mosófolyadékok

Mintavétel	2020.11.04					2020.11.11					2020.11.19				
	NH <sub>3</sub> g/dm <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> S g/dm <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> g/dm <sup>3</sup>	T °C	F m <sup>3</sup> /h	NH <sub>3</sub> g/dm <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> S g/dm <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> g/dm <sup>3</sup>	T °C	F m <sup>3</sup> /h	NH <sub>3</sub> g/dm <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> S g/dm <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> g/dm <sup>3</sup>	T °C	F m <sup>3</sup> /h
Gázvíz	6,25	0,64	3,15	24	26	6,37	0,46	2,71	26	21	6,12	0,48	2,91	25	21
Kigőzölt víz	0,012	0,170	0,06	27	22	0,019	0,179	0,05	25	24	0,018	0,186	0,03	25	24
Savtalanvíz	21	1,62	7,42	24	65	20	1,54	6,12	25	63	21	1,54	6,24	24	63
Mintavétel	2022.08.30					2022.08.31									
	NH <sub>3</sub> g/dm <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> S g/dm <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> g/dm <sup>3</sup>	T °C	F m <sup>3</sup> /h	NH <sub>3</sub> g/dm <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> S g/dm <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> g/dm <sup>3</sup>	T °C	F m <sup>3</sup> /h					
Gázvíz	5,37	0,46	2,77	35	15	5,17	0,46	1,98	35	16					
Kigőzölt víz	0,022	0,184	0,04	25	13	0,012	0,177	0,09	25	13					
Savtalanvíz	23	1,63	6,34	26	55	22	1,6	6,38	26	55					

M.4. táblázat: Egyensúlyi állandók a lejátszódó reakciók esetében

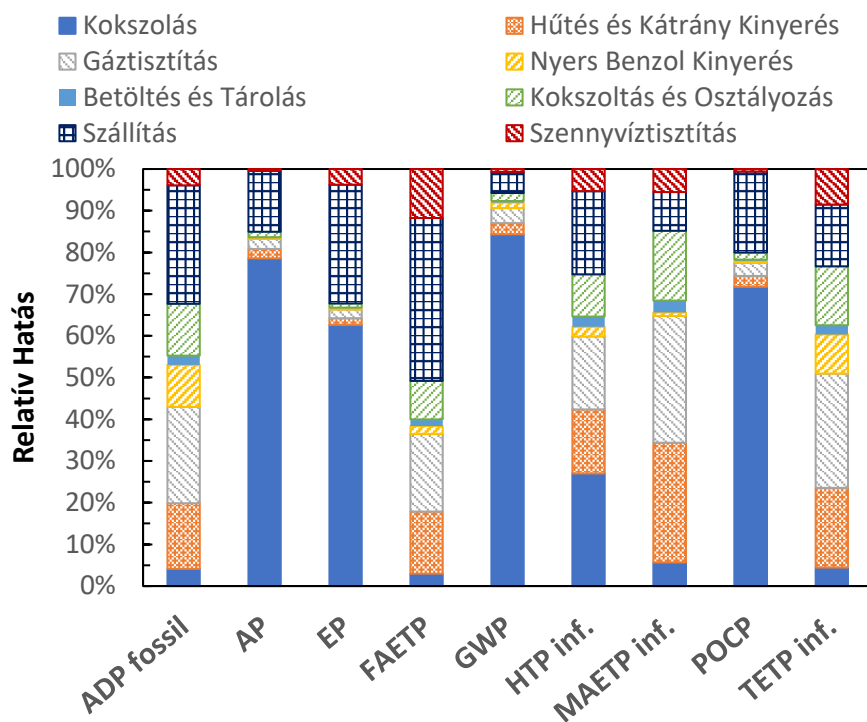
Reakció	A	B	C	D	$K_{eq}$
(30)	132,8989	-13.445,9	-22,4773	0	$3,26 \cdot 10^{-18}$
(31)	-1,25656	-3.335,7	1,4971	-0,037057	$3,18 \cdot 10^{-7}$
(32)	214,5824	-12.995,4	-33,5471	0	$1,79 \cdot 10^{-9}$
(33)	-9,74196	-8.585,47	0	0	$1,83 \cdot 10^{-17}$
(34)	22,90254	-9.945,53	0	-0,049579	$1,10 \cdot 10^{-11}$
(35)	231,4654	-12.092,1	-36,7816	0	$7,88 \cdot 10^{-09}$
(36)	216,0504	-12.431,7	-35,4819	0	$8,38 \cdot 10^{-13}$
(37)	-4,5834	2.900	0	0	171,27

M.5. táblázat: Sebességalapú reakciók k és E értékei

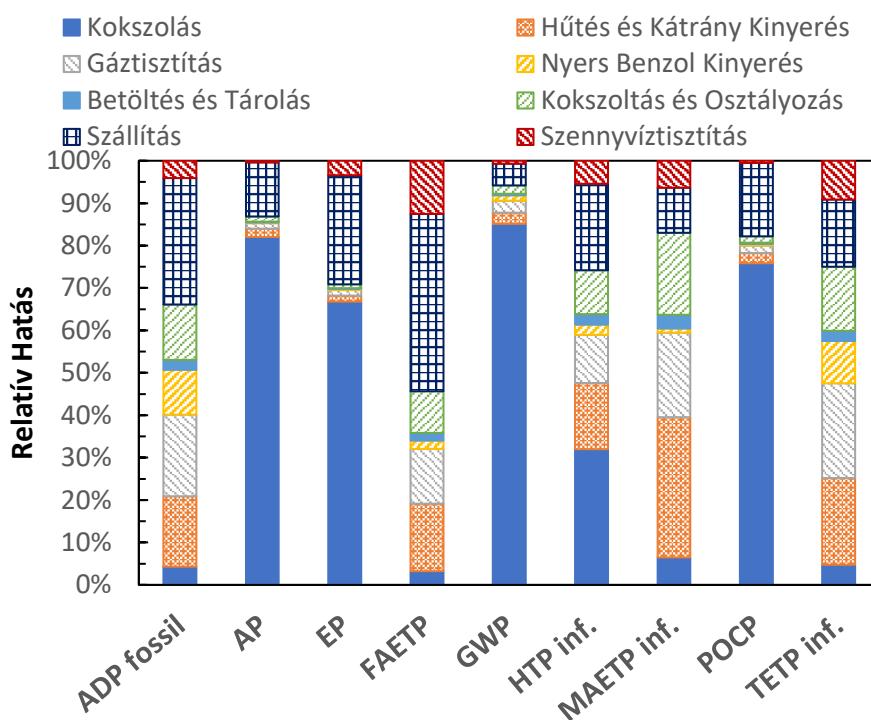
Reakciók	k	n	E
$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	$4,30 \cdot 10^{+13}$	0	$5,54 \cdot 10^{+7}$
$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	$2,38 \cdot 10^{+17}$	0	$1,23 \cdot 10^{+8}$
$NH_3 + HCO_3^- \rightarrow NH_2COO^- + H_2O$	$1,35 \cdot 10^{+11}$	0	$4,85 \cdot 10^{+7}$
$NH_2COO^- + H_2O \rightarrow NH_3 + HCO_3^-$	$4,75 \cdot 10^{+20}$	0	$6,92 \cdot 10^{+7}$

M.6. táblázat: Stimulált OTS-hez alkalmazott Tag-ek

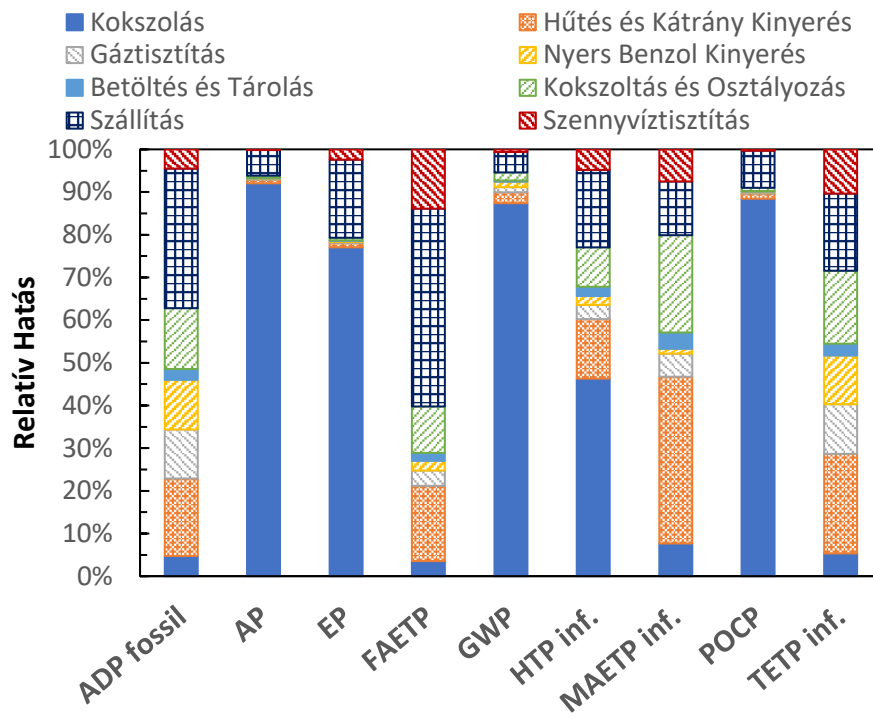
Tag	Leírás	DCS
<b>Bemenet</b>		
FI 100	Hűtőfolyadék pótlás térfogatáram	FI100OPC.SV
FI 102	Kigőzölt víz térfogatárama	FI102.SV
FI 104	Savtalanvíz térfogatáram	FI104.SV
FI 203	Gázvíz térfogatáram	FI203OPC.SV
FI 113	Gázvíz térfogatáram	FI113OPC.SV
LI 143	Utóhűtő zsompszint	LI143.SV
LI 144	KW101 zsompszint	LI144.SV
LI 145	KW102 zsompszint	LI145.SV
LI 146	KW103 zsompszint	LI146.SV
PI 112	Utóhűtő előtti nyomás	PI112OPC.SV
PI 122	KW101 utáni nyomás	PI122OPC.SV
PI 132	KW103 utáni nyomás	PI132OPC.SV
TI 114	Gázvíz hőmérséklete	TI114OPC.SV
TI 161.1	Utóhűtő előtti COG hőmérséklet	TI1611OPC.SV
TI 161.2	Utóhűtő utáni COG hőmérséklet	TI1612OPC.SV
TI 161.3	KW101 után COG hőmérséklet	TI1613OPC.SV
TI 161.4	KW103 utáni COG hőmérséklet	TI1614OPC.SV
TI 161.5	KW102 utáni COG hőmérséklet	TI1615OPC.SV
TI 162.1	Hűtőfolyadék belépő hőmérséklet	TI1621OPC.SV
TI 162.2	KW101 belépő mosófolyadék hőmérséklet	TI1622OPC.SV
TI 162.3	Kigőzölt víz hőmérséklete	TI1623OPC.SV
TI 162.4	Kigőzölt víz hőmérséklete	TI1624OPC.SV
TI 178.5	Savtalanvíz hőmérséklete	TI1785OPC.SV
<b>Kimenet</b>		
LCV 143	Hűtőfolyadék elvét szelepállás	CV143.MV
LCV 144	KW101 kilépő mosófolyadék szelepállás	CV144.MV
LCV 145	KW102 kilépő mosófolyadék szelepállás	CV145.MV
LCV 146	KW103 kilépő mosófolyadék szelepállás	LIC146.MV
FCV 104	Belépő savtalanvíz szelepállás	FIC104.MV
FCV 102	Belépő kigőzölt víz szelepállás	FIC102.MV



M.1. ábra: A kokszgyártás LCA eredményei (2. eset)



M.2. ábra: A kokszgyártás LCA eredményei (3. eset)



M.3. ábra: A kokszyártás LCA eredményei (4. eset)