



SZÉP ALEXANDRU MOLNOS ÉVA ANDRÁS CSABA DEZSŐ

ÉLELMISZERIPARI MŰVELETEK ÉS BERENDEZÉSEK TERVKÉSZÍTÉSI ÚTMUTATÓ

SZÉP ALEXANDRU
MOLNOS ÉVA
ANDRÁS CSABA DEZSŐ

*ÉLELMISZERIPARI
MŰVELETEK
ÉS BERENDEZÉSEK*



SAPIENTIA ERDÉLYI MAGYAR TUDOMÁNYEGYETEM
CSÍKSZEREDAI KAR
ÉLELMISZERTUDOMÁNYI TANSZÉK

***ÉLELMISZERIPARI MŰVELETEK
ÉS BERENDEZÉSEK
TERVKÉSZÍTÉSI ÚTMUTATÓ***

SZÉP ALEXANDRU
MOLNOS ÉVA
ANDRÁS CSABA DEZSŐ

Felelős kiadó:
Sorbán Angella

Lektor:
Kmecz Ildikó (Budapest)

Borítóterv:
Tipotéka Kft.

Kiadói koordinátor:
Szabó Beáta

A szakmai felelősséget teljes mértékben a szerkesztők, illetve a szerzők vállalják.

Első magyar nyelvű kiadás: 2021

© Scientia 2021

Minden jog fenntartva, beleértve a sokszorosítás, a nyilvános előadás, a rádió- és televízióadás, valamint a fordítás jogát, az egyes fejezeteket illetően is.

TARTALOM

| | |
|---|----|
| Előszó. | 13 |
| 1. Célkitűzések. | 15 |
| 2. A terv tartalmi és formai elvárásai | 19 |
| 2.1. Tartalmi elvárások | 19 |
| 2.2. Formai elvárások. | 21 |
| 2.2.1. Irodalmi jegyzék szerkesztése és a forrásra való hivatkozás módja. | 23 |
| 2.2.2. A műszaki rajzokkal kapcsolatos elvárások | 25 |
| 3. A terv oktatásának módszertana. | 34 |
| 4. Az anyagok jellemzése | 37 |
| 4.1. Az érzékszervi tulajdonságok. | 37 |
| 4.2. Fizikai és fizikai-kémiai tulajdonságok | 38 |
| 4.3. Táplálkozástani jellemzők | 39 |
| 4.4. A tulajdonságok meghatározása. | 41 |
| 4.4.1. Sűrűség | 42 |
| 4.4.2. Viszkózitás. | 43 |
| 4.4.3. Fajlagos hőkapacitás | 44 |
| 4.4.4. Hővezetési tényező | 47 |
| 4.5. Példák az anyag jellemzésére. | 50 |
| 4.5.1. A tej tulajdonságainak becslése | 50 |
| 4.5.2. Hőkövetítő közegként alkalmazott anyagok tulajdonságai | 52 |
| 5. Anyag- és energiamérlegek | 55 |
| 5.1. Anyagmérlegek | 56 |
| 5.1.1. Stacionárius anyagmérleg. | 56 |
| 5.1.2. Instacionárius állapotú rendszer anyagmérlege. | 57 |
| 5.2. Energiamérleg | 59 |
| 5.2.1. A zárt rendszer energiamérlege | 62 |
| 5.2.2. Energiamérleg egy áramcső esetére | 63 |
| 5.3. Az anyag- és hőmérleg együttes kezelése | 66 |
| 6. Esettanulmányok. | 71 |
| 6.1. Hőcserélőkkel kapcsolatos számítások | 71 |
| 6.1.1. A cső a csőben típusú és a csőköteges hőcserélőkkel kapcsolatos számítások alapjai | 73 |
| 6.1.2. Az ellenáramú csőköteges hőcserélő méretezése. | 87 |
| 6.1.3. A lemezes hőcserélőkkel kapcsolatos számítások alapjai | 90 |
| 6.1.4. A hatékonyság módszere a hőcserével kapcsolatos számításokban | 97 |

| | |
|--|-----|
| 6.1.5. Megoldott számítási példák | 98 |
| 6.1.5.1. Cső a csőben típusú hőcserélő méretezésével kapcsolatos számítások | 98 |
| 6.1.5.2. Csőköteges hőcserélő számítása | 101 |
| 6.1.5.3. Lemezes hőcserélő számítása | 110 |
| 6.2. Keveréssel kapcsolatos számítások | 114 |
| 6.2.1. A keverés teljesítményszükségletének meghatározása | 114 |
| 6.2.2. A keverési idő meghatározása. | 123 |
| 6.2.3. Megoldott számítási példa | 124 |
| 6.3. Bepárlási művelettel kapcsolatos számítások | 128 |
| 6.3.1. Anyag- és hőmérlegek | 129 |
| 6.3.1.1. Anyagmérleg | 130 |
| 6.3.1.2. Hőmérleg | 130 |
| 6.3.1.3. Két- vagy többtestes bepárló mérlege | 132 |
| 6.3.2. A hőátviteli felület becslése | 133 |
| 6.3.3. Bepárlótípusok | 139 |
| 6.3.4. Megoldott számítási példák | 141 |
| 6.3.4.1. Kéttestés bepárló fűtőgőzszükséglete | 141 |
| 6.3.4.2. Háromtestés bepárló gőzszükséglete és a hőátadási felület kiszámítása. | 143 |
| 6.3.4.3. Kéttestés filmbepárló méretezése | 147 |
| 6.4. Fordított ozmózis műveletével kapcsolatos számítások | 156 |
| 6.4.1. A fordított ozmózis elve és alapösszefüggései | 159 |
| 6.4.2. Megoldott példák. | 162 |
| 6.4.2.1. Ozmózisnyomás számítása | 162 |
| 6.4.2.2. Fordított ozmózissal kapcsolatos számítások | 163 |
| 6.4.2.3. Kétlépéses besűrítés RO membránnal. | 165 |
| 6.5. Szárítási művelettel kapcsolatos számítások. | 168 |
| 6.5.1. Szárazanyag vs. nedves anyag | 168 |
| 6.5.2. A szárítás hajtóereje. Szárítási módszerek | 172 |
| 6.5.3. A levegő mint szárítóközeg. | 173 |
| 6.5.4. A száradási sebesség. | 177 |
| 6.5.5. Konvekciós szárítás anyag- és hőmérlege. | 179 |
| 6.5.6. Szárítók | 181 |
| 6.5.6.1. Szalagszárítók | 181 |
| 6.5.6.2. Dobszárítók | 182 |
| 6.5.6.3. Porlasztva szárítók | 184 |
| 6.5.7. Megoldott számítási példák | 186 |
| 6.5.7.1. A fajlagos légszükséglet számítása | 186 |
| 6.5.7.2. Konvekciós szárító termelékenységének számítása | 187 |
| 6.5.7.3. A szárítási sebesség meghatározása | 189 |
| 6.5.7.4. A szárítási sebesség kiszámítása dimenziómentes számok alkalmazásával. | 191 |

| | |
|---|-----|
| 6.5.7.5. Állandó sebességgel megvalósított szárítás időtartamának számítása | 192 |
| 6.5.7.6. A szárítási idő számítása porlasztva szárítás esetében | 194 |
| 6.5.7.7. Szalagszárító méretezése | 196 |
| 6.5.7.8. Porlasztva szárító méretezése | 203 |
| 6.6. Lepárlási művelettel kapcsolatos számítások | 213 |
| 6.6.1. Forrásponti és egyensúlyi diagramok | 214 |
| 6.6.2. Egyensúlyi arány és relatív illékonyság | 215 |
| 6.6.3. Lepárlási műveletek | 217 |
| 6.6.3.1. Egyensúlyi szakaszos/differenciális desztilláció | 217 |
| 6.6.3.2. Egyszeri folyamatos lepárlás | 219 |
| 6.6.3.3. Ismételt lepárlás/rektifikáció | 221 |
| 6.6.4. Kétkomponensű elegyek rektifikálása | 223 |
| 6.6.4.1. Mérlegek és munkavonalak | 223 |
| 6.6.4.2. A q-vonal egyenlete | 225 |
| 6.6.4.3. Egységyszámok és refluxarányok | 227 |
| 6.6.4.4. A folytonos üzemű rektifikáló oszlop hőmérlege | 234 |
| 6.6.5. Megoldott számítási példák | 235 |
| 6.6.5.1. Egyszeri desztilláció | 235 |
| 6.6.5.2. Rektifikáló kolonna méretezése | 237 |
| 6.7. Abszorpciós oszloppal kapcsolatos számítások | 247 |
| 6.7.1. A tervezési feladat | 247 |
| 6.7.2. A célkomponens kiválasztására szükséges abszorbens mennyiségének meghatározása | 248 |
| 6.7.2.1. A minimális oldószer módszere | 249 |
| 6.7.2.2. Az optimális szolvensszükséglet módszere | 251 |
| 6.7.3. Anyag- és hőmérlegek | 252 |
| 6.7.4. A kolonna méretezése | 254 |
| 6.7.4.1. A kolonnaátmérő meghatározása | 254 |
| 6.7.4.2. A töltetmagasság meghatározása | 258 |
| 6.7.4.3. A kolonna belső szerkezetének tervezése | 268 |
| 6.7.5. A kolonnatöltet ellenállásának becslése | 269 |
| 6.7.6. Számítási példa | 271 |
| 7. Felhasznált irodalom | 284 |
| Mellékletek | 291 |
| Rezumat | 315 |
| Abstract | 317 |
| A szerzőkről | 319 |

CUPRINS

| | |
|--|----|
| Prefață | 13 |
| 1. Scop și obiective | 15 |
| 2. Prescripții de formă și conținut ale proiectului | 19 |
| 2.1. Prescripții de conținut | 19 |
| 2.2. Prescripții de formă | 21 |
| 2.2.1. Întocmirea listei bibliografice utilizate și modul de trimitere la sursă | 23 |
| 2.2.2. Prescripții legate de desenele tehnice | 25 |
| 3. Metodologia proiectului | 34 |
| 4. Caracterizarea materialelor | 37 |
| 4.1. Proprietăți senzoriale | 37 |
| 4.2. Proprietăți fizice și fizico-chimice | 38 |
| 4.3. Proprietăți nutriționale | 39 |
| 4.4. Determinarea proprietăților | 41 |
| 4.4.1. Densitate | 42 |
| 4.4.2. Viscositate | 43 |
| 4.4.3. Capacitatea calorică specifică | 44 |
| 4.4.4. Coeficientul de conductivitate termică | 47 |
| 4.5. Exemple pentru determinarea proprietăților | 50 |
| 4.5.1. Proprietățile laptelui | 50 |
| 4.5.2. Proprietățile materialelor folosite ca agent termic | 52 |
| 5. Bilanțuri de materiale și de energie | 55 |
| 5.1. Bilanțuri de materiale | 56 |
| 5.1.1. Bilanțul de materiale în regim staționar | 56 |
| 5.1.2. Bilanțul de materiale în regim nestaționar | 57 |
| 5.2. Bilanțul de energie | 59 |
| 5.2.1. Bilanțul de energie a sistemului închis | 62 |
| 5.2.2. Bilanțul de energie într-o conductă | 63 |
| 5.3. Rezolvarea simultană a bilanțurilor de materiale și de energie | 66 |
| 6. Studii de caz | 71 |
| 6.1. Calcule legate de schimbătoare de căldură | 71 |
| 6.1.1. Bazele calculului schimbătoarelor de căldură țevă în țevă și multitubulare | 73 |
| 6.1.2. Dimensionarea schimbătorului multitubular în contracurent | 87 |
| 6.1.3. Bazele calculului schimbătoarelor de căldură cu plăci | 90 |

| | |
|--|-----|
| 6.1.4. Metoda eficacității folosită la calculul schimbătoarelor de căldură . . . | 97 |
| 6.1.5. Exerciții | 98 |
| 6.2. Calcule legate de amestecare | 114 |
| 6.2.1. Determinarea necesarului de putere în agitare | 114 |
| 6.2.2. Determinarea timpului de agitare. | 123 |
| 6.2.3. Exerciții | 124 |
| 6.3. Calcule legate de evaporare | 128 |
| 6.3.1. Bilanțuri de materiale și termic | 129 |
| 6.3.2. Calculul suprafeței de schimb de căldură | 133 |
| 6.3.3. Evaporatoare | 139 |
| 6.3.4. Exerciții | 141 |
| 6.4. Calcule tehnologice legate de osmoza inversă | 156 |
| 6.4.1. Principiul osmozei inverse și ecuațiile sale de bază | 159 |
| 6.4.2. Exerciții | 162 |
| 6.5. Calcule legate de operația de uscare | 168 |
| 6.5.1. Material uscat, material umed | 168 |
| 6.5.2. Forța motrică a uscării. Metode de uscare | 172 |
| 6.5.3. Aerul ca agent de uscare. | 173 |
| 6.5.4. Viteza de uscare | 177 |
| 6.5.5. Bilanțul de materiale și termic în procesul de uscare prin convecție. . . | 179 |
| 6.5.6. Uscătoare. | 181 |
| 6.5.7. Exerciții | 186 |
| 6.6. Calcule legate de operația de distilare. | 213 |
| 6.6.1. Diagrame de echilibru. | 214 |
| 6.6.2. Volatilitatea relativă și raportul volatilităților | 215 |
| 6.6.3. Operații utilizate în distilare. | 217 |
| 6.6.4. Rectificare în sisteme binare. | 223 |
| 6.6.5. Exerciții | 235 |
| 6.7. Calculul unei coloane de absorbție | 247 |
| 6.7.1. Tema de proiectare | 247 |
| 6.7.2. Alegerea solventului și determinarea necesarului de solvent. | 248 |
| 6.7.3. Bilanțuri de materiale și termic | 252 |
| 6.7.4. Dimensionarea coloanei | 254 |
| 6.7.5. Determinarea căderii de presiune prin umplutură | 269 |
| 6.7.6. Exerciții | 271 |
| 7. Lista bibliografică | 284 |
| Anexe | 291 |
| Abstract | 315 |
| Rezumat | 317 |
| Despre autori | 319 |

CONTENTS

| | |
|--|----|
| Foreword | 13 |
| 1. Objectives | 15 |
| 2. Content and formalities of the project | 19 |
| 2.1. Content requirements. | 19 |
| 2.2. Formal requirements | 21 |
| 2.2.1. Editing of the literary list and how to refer to the source | 23 |
| 2.2.2. Requirements for technical drawings. | 25 |
| 3. Methodology of the project | 34 |
| 4. Characterization of substances | 37 |
| 4.1. Organoleptic properties | 37 |
| 4.2. Physical and physico-chemical properties | 38 |
| 4.3. Nutritional characteristics | 39 |
| 4.4. Determination of properties | 41 |
| 4.4.1. Density. | 42 |
| 4.4.2. Viscosity | 43 |
| 4.4.3. Specific heat capacity | 44 |
| 4.4.4. Thermal conductivity | 47 |
| 4.5. Examples of characterization of substances | 50 |
| 4.5.1. Properties of milk | 50 |
| 4.5.2. Properties of materials used as heat transfer media | 52 |
| 5. Material and energy balances | 55 |
| 5.1. Material balances | 56 |
| 5.1.1. Stationary material balance | 56 |
| 5.1.2. Material balance of non-stationary system | 57 |
| 5.2. Energy balance | 59 |
| 5.2.1. Energy balance of the closed system | 62 |
| 5.2.2. Energy balance for flowing liquid in the pipe | 63 |
| 5.3. Simultaneous solving of material and energy balances | 66 |
| 6. Case studies | 71 |
| 6.1. Heat exchanger calculations | 71 |
| 6.1.1. Basics of the pipe and shell heat exchanger calculations | 73 |
| 6.1.2. Scaling of the counter-current shell heat exchanger | 87 |
| 6.1.3. Basics of plate heat exchanger calculations. | 90 |
| 6.1.4. Method of efficiency for heat exchange calculations. | 97 |
| 6.1.5. Calculation examples | 98 |

| | |
|--|-----|
| 6.2. Mixing calculations | 114 |
| 6.2.1. Determination of the power requirement of the mixer | 114 |
| 6.2.2. Determination of the mixing time | 123 |
| 6.2.3. Calculation examples | 124 |
| 6.3. Evaporation operation calculations | 128 |
| 6.3.1. Material and heat balances | 129 |
| 6.3.2. Estimation of the heat transfer surface. | 133 |
| 6.3.3. Evaporation types | 139 |
| 6.3.4. Calculation examples | 141 |
| 6.4. Reverse osmosis calculations. | 156 |
| 6.4.1. Principle and basic equations of reverse osmosis | 159 |
| 6.4.2. Examples | 162 |
| 6.5. Drying operation calculations | 168 |
| 6.5.1. Dry material vs wet material. | 168 |
| 6.5.2. Driving force of drying. Drying methods | 172 |
| 6.5.3. Air as a drying media | 173 |
| 6.5.4. Drying rate. | 177 |
| 6.5.5. Convective drying material and heat balance | 179 |
| 6.5.6. Dryers | 181 |
| 6.5.7. Calculation examples | 186 |
| 6.6. Distillation operation calculations. | 213 |
| 6.6.1. Boiling temperature and equilibrium diagrams. | 214 |
| 6.6.2. Equilibrium ratio and relative volatility. | 215 |
| 6.6.3. Distillation operations. | 217 |
| 6.6.4. Rectification of two-component containing mixtures | 223 |
| 6.6.5. Calculation examples | 235 |
| 6.7. Absorption column calculations | 247 |
| 6.7.1. The design task | 247 |
| 6.7.2. Determination of the amount of selected absorbent required to remove the target component. | 248 |
| 6.7.3. Material and heat balances | 252 |
| 6.7.4. Column sizing | 254 |
| 6.7.5. Estimation of column package hydraulic resistance | 269 |
| 6.7.6. Calculation examples | 271 |
| 7. Literature | 284 |
| Annexes | 291 |
| Abstract | 315 |
| Rezumat | 317 |
| About the authors | 319 |

ELŐSZÓ

Jelen tervezési útmutató fő célkitűzése megismertetni a hallgatókkal azokat a lépéseket, amelyek szükségesek a műveletekre épülő technológiai folyamat kidolgozásához és a megvalósítást biztosító készülékek méretezéséhez. Ismert dolog, hogy a termelés gazdaságosságát nagyban befolyásolja a jól megtervezett, legyártott, összeszerelt termelőberendezés. A modern technológiai berendezések tervezésénél több szempontot is figyelembe veszünk, kezdve a műszaki, gazdasági és társadalmi környezettel, egészen a fogyasztói szokásokig. Hogy mennyiben felel meg egy termelőegység a közeljövő elvárásainak, az meglehetősen sok tényezőtől függ, többek között a jelen technikai szintjétől, a tervező (tervezőcsapat) információbőségétől és nem utolsósorban a rendelkezésre álló adatfeldolgozási eszközöktől és módszerektől. A jól megtervezett technológia néhány nagyon fontos lépés elvégzését feltételezi:

- a termék minőségének leírása fizikai, kémiai, fizikai-kémiai, táplálkozási tulajdonságai alapján, valamint a termék mikrobiológiája;
- a gyártási technológiai lehetőségek feltérképezése, a legmegfelelőbb technológia kiválasztása, leírása, műveletlista és a műveletek paramétereinek bemutatása;
- az alapanyag(ok), adalékanyag(ok), segédanyagok, köztitermék(ek) és a fűtő-, hűtőközegek nevesítése és a technológiai számításokban fontos tulajdonságok alapján való jellemzése;
- vezérlőművelet/folyamat elemzése, anyag- és energiamérlege, paraméterei, alkalmazható készülékek típusa, szerkezeti anyagának kiválasztása, készülék-méretezés;
- a folyamat többi műveletének elemzése, készülékek és gépek paramétereinek számítása;
- a technológiai folyamat mutatói: fajlagos anyag- és energiaszükséglet, környezeti hatás, gazdasági és pénzügyi elemzés;
- technikai rajzok elkészítése, amelyek a kivitelezési tervezés alapjául szolgálnak.

Az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* tárgy tematikája valóban csak a műveletekre korlátozódik. A műszaki számításban azonban fizikai mennyiségek ismeretére van szükség, ami valójában termékhez köti az elemzett műveletet. Éppen ezért lehetséges, hogy a konkrét tervezési feladat nem is a teljes technológia, hanem annak csak egy része, ahol valamilyen szintű átalakítást végzünk a belépő anyagokon. Ilyenkor a gazdasági számítás, a költségbecslés valamelyest sérül, a hangsúly a műveletekre és az azokat megvalósító készülékekre tevődik.

Mivel az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* az egyetemi curriculában önálló tárgyként szerepel az élelmiszeripari mérnök képzésben, az útmutatót

úgy terveztük, hogy minél több információt nyújtson a hallgatónak, és az esettanulmányok a megoldott műszaki feladatokon keresztül támaszul szolgáljanak egy hasonló tematikájú önálló munkához.

Jelen útmutató hat fejezetre tagolódik. Az elsőben a célkitűzések vannak megfogalmazva, a másodikban a tervvel szembeni tartalmi és formai elvárások, a harmadik leírja a művelettan módszertanát, tanácsot nyújtva az oktatóknak is, hogyan szervezzék meg az egyénileg beütemezett munkát. A negyedik részben foglalkozunk az anyagok, főleg az élelmiszerek jellemzésével, kiemelve a tervezésben fontos tulajdonságokat. Az ötödik rész a műszaki számításokban oly fontos anyag- és energiamegmaradás törvényének alkalmazásával foglalkozik, számításokkal mutatva be néhány mérlegmegoldási módszert. A hatodik rész, az esettanulmányok, a legnagyobb kiterjedésű. Ebben olyan, a szakirodalom alapján összeállított műveleteket tárgyalunk, amelyek az élelmiszeripari gyakorlatunkon, az adatbőségükön keresztül hasznosak lehetnek a jövő szakembereinek mind a megoldási módszerek, mind a méretezéskor használt tapasztalatok alkalmazása terén.

A kiválasztott műveletek és a hozzájuk rendelt készülékek lefedik a fázis szintű keverést (keveréssel kapcsolatos számítások), a hőátbocsátást (hőcserélőkkel kapcsolatos számítások), a komponens-szétválasztási egyensúlyi műveletek (bepárlással, szárítással, lepárlással kapcsolatos számítások) tárgykörét és a nem egyensúlyi membránszeparációs fordított ozmózist.

Az útmutató a felhasznált irodalommal zárul. A mellékletekben néhány olyan tulajdonságot jelenítettünk meg, amelyek hasznosak lehetnek a számításokban és az eredmények kiértékelésében.

Reméljük, hogy az évente változó tervezési feladatok elkészítésében a hallgatók generációi sikeresen használni tudják az útmutatót. Észrevételeiket, megjegyzéseiket és javaslataikat szívesen fogadjuk!

A szerzők

1. CÉLKITŰZÉSEK

Jelen útmutató – *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* – célja megismertetni a hallgatókkal mindazon követhető stratégiákat, amelyek lehetővé teszik mind a folyamatok, mind az azokat alkotó műveletek kidolgozását, illetve a készülékek, berendezések technológiai tervezését. A mérnöki munkában általában két fontos kérdésre kell a választ megadni, éspedig „mit kell előállítani?” és „hogyan kell előállítani?” (Sinnott & Towler, 2009, 2012). Az első főleg a termékkel van kapcsolatban, a második a nyers-/alapanyagokat és a terméket összekötő sok műveleti egységet tartalmazó technológiát célozza meg. Míg az első kérdés a tudomány felől (fizika, kémia, élelmiszer-tudomány, környezettudomány stb.) keresi a válaszokat, a második rész a mérnöki tudományokra alapozza feleleteit. Így a terv készítésében valójában kétfajta tárgyat feltételezünk: természettudományit és műszaki/mérnöki tudományit. Amíg az első csoport a termék, a köztitermék, az alap-/nyersanyag, mellékanyag, energiahordozók jellemzésében nyújt segítséget, a másik csoport a műveletek anyag- és energiamérlegére, a készülékek technológiai méreteire, a termék környezeti, gazdasági és társadalmi kapcsolataira ad választ.

A sikeres termelés alapfeltétele a megfelelően megtervezett és felépített berendezés. A modern technológiai berendezések tervezésénél figyelembe vesszük a műszaki, a gazdasági, a környezeti és a szociális elvárásokat. Hogy mennyiben felel meg a berendezés az elvárásoknak, az a tervkészítő információbőségétől és nem utolsósorban a felhasznált számítási, elemzési módszerétől függ (Tudose et al., 1990). Ahhoz, hogy a mai elvárások mellett a jövő elvárásait is figyelembe véve tudjuk a termelési rendszert megtervezni, szükséges néhány fontos lépés megtétele (Tudose et al., 1990; Curievici, 1981):

- a) a termék minőségének meghatározása a fizikai, kémiai, táplálkozási tulajdonságainak leírásával, valamint a termék mikrobiológiájával;
- b) a gyártási technológiai lehetőségek feltérképezése, a legmegfelelőbb technológia kiválasztása, leírása, műveletlista és a műveletek paramétereinek bemutatása;
- c) az alapanyag(ok), adalékanyag(ok), segédanyagok, köztitermék(ek) és a fűtő-, hűtőközegek nevesítése és a technológiai számításokban fontos tulajdonságok alapján való jellemzése;
- d) vezérlőművelet elemzése, anyag- és energiamérlege, paraméterei, alkalmazható készülékek típusa, szerkezeti anyagának kiválasztása, készülék-méretezés, technikai adatlap;
- e) a folyamat többi műveletének elemzése, készülékek és gépek paramétereinek számítása;

- f) a technológiai folyamat mutatói: fajlagos anyag- és energiaszükséglet, környezeti hatás, gazdasági és pénzügyi elemzés;
- g) technikai rajzok, amelyek alapul szolgálnak a kivitelezési tervezésnek.
- Az alábbiakban ezen lépések megtételéhez nyújtunk útmutatást, egyenként bővebben is írva róluk.

a) A termékminőség meghatározása:

A minőség meghatározása főleg **nyilvános információkra** alapul (Curievici, 1981; Siminiceanu, 1987), amelyek lehetnek:

- a különböző anyagok tulajdonságait rögzítő táblázatok, kézikönyvek (*International Chemical Table*; Landolt–Börnstein: *Zahlenwerte und Funktion aus Physik, Chemie und Geologie*; *Kémikusok kézikönyve*; *Manualul Inginerului Chimist*; *Manualul Inginerului din Industria Alimentară*; *Solvent Handbook*; Németh Béla: *Kémiai táblázatok*; Dobos Dezső: *Elektrokémia táblázatok* stb.);
- **enciklopédiák** (Ullmann: *Enciklopedie der Tehnischen Chemie*; *Gmelins Handbuch der Anorganische Chemie*; Kirk–Othmer: *Enciklopedy of Chemical Technology*; *Perry's Chemical Engineering Handbook*; *Vegyszlexikon*; *Electrochemistry Enciklopedy*; *Élelmiszeradalékok*; *Beilstein-Datenbank – Römppp*; *Környezet-tudományi lexikon* stb.);
- általános jellegű és termékcsoportot leíró **szakkönyvek**;
- **cégek termékbemutatói és termékleírások**;
- műszaki és gazdasági jellegű **kiadványok** (folyóiratok, jelentések, különböző rendezvények kiadványai);
- **szabadalmi leírások**;
- különböző **tartalomjegyzéket közlő kiadványok** – írott és elektronikus (*Chemical Abstracts*, *Curent Content*);
- **honlapok**, cégbemutatók, jelentések és reklámok;
- **országos és nemzetközi érvényű szabványok, márká- és brandleírások** (Szép, 2013).

Tudva, hogy a tervezési feladat egyaránt műszaki, gazdasági és környezeti, mindegyik területről be kell szerezni az információkat.

b) A gyártási technológiai lehetőségek:

A gyártási technológia kiválasztása a gyártási módszerek alapos ismeretét feltételezi. Itt általában az **enciklopédiák** és a **szakkönyvek** információira alapozunk. A technológiai folyamat kiválasztásánál fontos eldönteni, hogy a folyamatos vagy a szakaszos üzemmódot részesítjük előnybe, és annak függvényében készítjük el a leírást, a műveletek listáját és a paraméterek értékeit. Az elvárás ezen a szinten leírni (Szép et al., 2017; Calistru & Leonte, 1972; Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

- a folyamat elméleti alapjait,
- a folyamat műveleti ábráját (blokkvéma),

- a folyamat paramétereit,
- a folyamat bemutatását, a hibalehetőségeket és azok elhárítását,
- a termék minőségi jellemzését.

c) A közegek jellemzése:

A következő, harmadik lépés a technológiai folyamat alapanyagának, adalékainak, segédanyagainak, köztitermékeinek, hűtő- és fűtőközegeinek jellemzése (Calistru & Leonte 1972). Itt is az említett nyilvános információkat hasznosítjuk, főleg ami a **táblázatokat, enciklopédiákat, zsebkönyveket, szakkönyveket** és a **szabványokat** illeti.

d) A vezérlőművelet elemzése:

A vezérlőművelet elemzése fontos lépés a terv elkészítésében (Tudose et al., 1990; Curievici, 1981; Calistru & Leonte, 1972). Itt a meghatározott paraméterek alapján elkészítjük az anyag- és energiamérlegeket, majd a művelet elméleti alapjainak (fizikai, kémiai, mikrobiológiai) figyelembevételével, az alkalmazható készüléktípusok ismeretében, a szerkezeti anyag kiválasztása után elvégezzük a készülék méretezését, és elkészítjük a technikai adatlapot.

A munkában általában több méretezési módszert is alkalmazunk, hisz az azok által szolgáltatott eredmények elemzése biztosítja a megfelelő méreteket. A méretezési számítások megkönnyítését szolgálja az előre elkészített számítógépes program, ami kiterjedhet a technikai rajz szintjére is.

e) A további műveletek elemzése:

A vezérlőművelet elemzésekor alkalmazottakat a többi művelet elemzésében is használjuk, meghatározva a műveletekben használt készülékek technológiai méreteit, a gépek teljesítményszükségletét.

f) A technológiai folyamat mutatói:

A műveletek elemzésének befejezésével rátérhetünk a tervezett folyamat mutatóinak elkészítésére, ahol a teljes anyag- és energiamérleg ismeretében meghatározzuk a fajlagos anyag- és energiaszükségletet, a kilépő áramok környezeti hatását, és – nem utolsósorban – a termékköltség anyagi és energetikai elemeit.

g) Technikai rajzok:

A kivitelezési tervezésben oly fontos technikai rajzok elkészítésében a műszaki ábrázolásban elsajátított elemeket hasznosítjuk, elkészítve a készülékek kézi vagy számítógépes rajzait.

E rövid felsorolásból is látható, hogy az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* tárgy nemcsak az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések* tárgyra épül, hanem figyelembe veszi az eddigi alapozó, általános törzs- és szaktárgyak

által szolgáltatott információkat is. Mondhatni, hogy az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* tárgy, bár a mérnökképzés törzstárgyának tekinthető, a tervezési feladatban megfogalmazott konkrét termék-előállításán keresztül szakspecifikus tárgygyá is alakul, hisz más az információ forrása egy környezetmérnöki témát célzó feladatnak, mint egy élelmiszermérnökinek.

Ahhoz, hogy a hallgató képes legyen az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* egyéni elkészítésére, szükséges, hogy olyan témával rendelkezzen, amelynek műveleti alapjai ismertek, vagy hasonlóak az ismertekhez, amely rendelkezik megfelelő elismert irodalmi háttérrel és a folyamatokban szereplő közegek tulajdonságait leíró adatokkal. Mivel a hallgató még kevés jártassággal rendelkezik a technológiai rendszerek anyag- és energiaáramainak jellemzése tekintetében, nem várható el, hogy megfelelő szintű becslést végezzen. Éppen ezért a képzés első szakaszában kerülni kell azon témákat, amelyekre jellemző az adathiány. Tudva, hogy az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* keretében mechanikai, illetve fizikai művelet egységekkel találkozik a hallgató, a tervezési témát úgy kell megfogalmazni, hogy ne követeljen olyan információkat, amelyeket később vagy a tervek készítésével egy időben szerez meg. Didaktikai jellege révén (Tudose et al., 1990) az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* a mérnöki munkába való bekapcsolódást és néhány alapvető készség fejlesztését tekinti céljának. Így, fontos megismernie a tervek szerepét a berendezés megvalósításában, és ezen keresztül e munkának a fontosságát. Ugyanakkor, lépésről lépésre haladva a tervek fejezetein, kezdve a téma elemzését, a lehetséges technológiai változatokat, a megfogalmazott kritériumok alapján kiválasztani a megfelelő változatot, megszabni a termelési paramétereket, kiszámítani az anyag- és energiamérlegeket, megtervezni a készülékeket, elkészíteni azok adatlapját, technikai rajzát, technológiai vázlatát, több szempontból elemezni a technológiát, meghatározni annak mutatóit, költségét, környezeti hatását, a hallgató elsajátít egy olyan stratégiát, amit aztán más tárgyak esetében is kamatoztathat. Fontos cél az egyéni, megfelelő felelősséggel, időben elvégzett munkához való hozzáállás kialakítása, az irodalmi hivatkozásokkal alátámasztott eredmények kiértékelése, és – nem utolsósorban – az előtanulmányok kamatoztatási készségének fejlesztése.

2. A TERV TARTALMI ÉS FORMAI ELVÁRÁSAI

2.1. Tartalmi elvárások

A konkrét témától függetlenül, az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* végső formája egységes struktúrával rendelkezik. Így, benne megtalálhatóak az alábbi fejezetek:

1. A terv témája
2. A termék jellemzése
3. Technológiai változatok. Kiválasztási kritériumok. Kiválasztott technológiai folyamat
4. Az alapanyagok, segédanyagok, fűtő- és hűtőközegek jellemzése
5. Készülékek technológiai tervezése
6. Technológiai folyamat elemzése. Anyag- és energiaszükséglet
7. Minőségbiztosítás
8. Környezeti és biztonsági problémák
9. Rajzok listája
10. Irodalomjegyzék

Ami az **első fejezetet** illeti, ezt az oktató fogalmazza meg, és az első tanóra alkalmával közli a hallgatókkal. A megfogalmazáskor figyelembe kell venni, hogy a hallgató minden olyan információt meg kell kapjon, ami egyrészt a témát egyértelműen leírja, másrészt pedig egyéni adatokat szolgáltat neki. Minden egyes téma esetében a hallgató, a tervezési feladata mellett, megkapja a gépek, készülékek számításához szükséges információkat is, amelyek a *Tervezési adatlap* törzsét képezik. Az adatlapokban a következő témák vannak nevesítve:

- Kéttetes bepárló berendezés (bepárló);
- Folytonos rektifikáló berendezés (tányéros kolonna);
- Folytonos szárítóberendezés (alagút-, dob-, porlasztva szárító);
- Folytonos membránszeparációs berendezés (RO rendszer);
- Pasztőrözött tápleves előállítás (keverő, hőcserélő/autokláv, szivattyú).

A **2. fejezet** az előállított termék fizikai, kémiai és táplálkozástani jellemzésének van szentelve, amely kitér a termék mikrobiológiai jellemzőire is.

A **3. fejezet** a termék-előállítás legismertebb változatait bemutató rész. Ezt a hallgató a javasolt vagy az általa feltárt irodalom alapján állítja össze, kritikusán elemezve a változatokat, meghatározva azok előnyeit és hátrányait mind az anyag- és energiaellátás szempontjából, mind a készülékek szerkezeti anyagát illetően. Ezek közül választja ki a meghirdetett téma megoldásának megfelelő változatot. Itt figyelembe veszi, a témában megfogalmazottakon túlmenően, az irodalmi áttekintésben szerzett információkat, és ha meg tudja indokolni, akkor

változtathat a műveletsorrenden. A kiválasztást pontos leírás követi, megnevezve a paramétereket, a készüléktípust, ahol főleg az üzemmódra, a fázisok keverésére, a fűtési-hűtési problémákra koncentrálnak. A szerkezeti anyag, méret, kapcsolások, kiszolgálás stb. problémák megválaszolása a méretezéskor történik.

A **4. fejezet** az alapanyag, segédanyagok, köztitermékek, energiahordozó jellemzését tűzi ki célul. Itt főleg táblázatos, grafikus vagy egyenletek formájában adjuk meg a számításokban fontos mutatókat, kezdve az összetétellel és befejezve a technológiai tulajdonságokkal. Azokat a tulajdonságokat, amelyek ismerete nélkül nem lehetséges a feladat megoldása (gondolunk itt a sűrűsége, viszkozitásra, hővezetési tényezőre, fajlagos hőkapacitásra, diffúziós állandóra stb.), a hőmérséklet és a nyomás függvényében gyűjtjük össze és rögzítjük könnyen hozzáférhető módon. Ne feledjük, hogy megfelelően nevezzük meg a forrást, hisz az átvett adatok forrására a számításokban is hivatkozni kell!

Az **5. fejezet**ben a folyamatban megnevezett műveletek megvalósítását biztosító készülékek, gépek és hálózatrendszer számítását végezzük el. Ez a rész hozzávetőlegesen a teljes *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* terjedelmének a 70%-át teszi ki. A készülékek, gépek tervezése az oktató által beütemezett módon történik. Általános elv: a vezérművelet megvalósítását biztosító készülékkel kezdjük, majd ezt követi az azt kiszolgáló készülékek, végül pedig, a csőhálózat ismeretében, a munkagépek teljesítményszükségletének meghatározása.

A készülékek tervezése feltételezi az anyag- és a hőmérleg ismeretét, a megfelelő paraméterű energiahordozók kiválasztását, valamint azok fajlagos anyag-szükségletének ismeretét. Éppen ezért, általában a mérlegekkel kezdjük, majd az átadási felületeket (hő- és/vagy anyagátadás) határozzuk meg. Ezek meghatározása feltételezi a készüléktípusok ismeretét, melyekből az előírt kritériumoknak megfelelően kiválasztjuk a készülék típusát. Az anyagátadási felület lehetővé teszi, a típus ismeretében, a méretek becslését. Megjegyezzük, hogy a számításokat mindig előzze meg a hipotézis, majd a számított eredményeket értékeljük!

Ajánlott, hogy a számításoknál mindig először az összefüggést írjuk le, majd nevezzük meg a jelöléseket, és csak azután helyettesítsünk be. A behelyettesített összefüggés tehát mindig a jelölések után kerül a szövegtörzsbe, így elkerüljük azokat az eseteket, hogy az összefüggésbe olyan értékek kerülnek, amelyeket utólag számítottunk ki.

A helyes eredmény feltétele az egységes mértékegységrendszer alkalmazása. Ne feledjük, a számítási eredmény legtöbb esetben nemcsak egy szám, hanem a hozzárendelt megfelelő mértékegység is. Minket a törvény az SI rendszer alkalmazására kötelez. Így válik a számított fizikai mennyiségünk értékelhetővé, amit soha nem szabad elmulasztani.

A készülék tervezésénél a következő részek tárgyalása ajánlott (Tudose et al., 1990):

- A művelet megvalósítását biztosító készüléktípusok;
- Kiválasztott készüléktípus;

- Lehetséges szerkezeti anyagok. Kiválasztott szerkezeti anyag megnevezése, jelölése és fontosabb tulajdonságai;
- Működtetési jellemzők (szakaszos/folytonos), paraméterek;
- Anyag- és hőmérleg;
- A hő- vagy anyagátadási felület számítása;
- A készülék geometriai méretei;
- Különböző csatlakozást biztosító csonkok és más részletek;
- A készülék adatlapja.

Természetesen, a konkrét eset magával hozhatja ezen alpontok bővítését is.

A **6. fejezet** tartalmazza a technológia rövid elemzését. Itt az 5. fejezetben elvégzett anyag- és energiamérlegek összesítése után meghatározásra kerül a fajlagos anyag- és energiahordozó-szükséglet, és kiszámítjuk a kilépő áramok mennyiségi mutatóit. Természetesen, néhány szóban megfogalmazzuk, hogyan lehetséges a folyamatos termelés biztosítása, milyen tározók és raktárok szükségesek ehhez.

A **7. fejezet** a minőségbiztosítással foglalkozik. Itt leírjuk, hogyan oldjuk meg a paraméterek mérését, a vezérlő paraméterek szabályzását és a piacnak szánt termékek minősítését. Ebben a részben főleg a szabványok által megszabottakra összpontosítunk. Azok hiányában, belső normatívát kell megfogalmazni.

A **8. fejezet** a környezetvédelmi és biztonsági információkat tartalmazza. Itt főleg a kilépő áramok környezeti hatásának csökkentésére (víz-, légtisztítás) alkalmas technológiai változatokat határozzuk meg. Ugyanitt kerül sor a termelés biztonságának megszabására, meghatározva a főbb tűz-, robbanás- és balesetvédelmi előírásokat.

A **9. fejezet**ben felsorolásra kerülnek a megtervezett készülékek technikai rajzai, amelyeket kézzel vagy számítógépes programmal rajzolunk a megfelelő formátumú papírra, és a szöveges rész mellékleteként kezeljük. Itt hasznosítjuk az első évben elsajátított ismereteket.

A **10. fejezet** a tervek készítésekor használt (az oktató által megadott és az irodalmi kutatáskor feldolgozott) irodalomjegyzéket tartalmazza.

2.2. Formai elvárások

Az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* két fő részből áll: az első a szöveges rész, a második a technikai rajzok.

A **szöveges rész** tartalmazza az 1–8. és a 10. fejezeteket, A4-es formátumú lapra szerkesztve a következő elvárásoknak megfelelően:

Oldalbeállítás: álló tájolású, A4-es formátumú, margók: alsó 2 cm, felső 2 cm, jobb 2 cm, bal 2,5 cm.

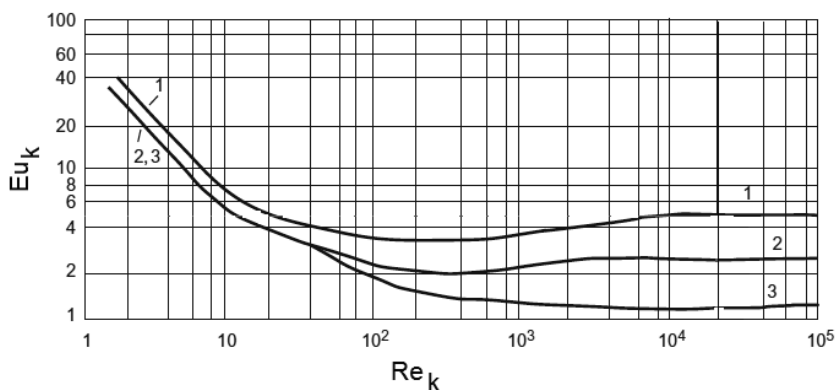
Oldalak számozása: elhelyezés az oldal aljára, igazítás középre, oldalszám a kezdő oldalon nincs, kezdő oldalszám 2.

A **bekezdések stílusa**: igazítás sorkizárt, behúzás balról 0 cm, jobbról 0 cm, típusa első sor, mértéke 0,8 cm, térköz előtte-utána 0 pont.

A **szöveg betűtípusa**: 12 pont, Times New Roman, 1,5 soros sorközzel.

Táblázatok készítése: a táblázatokat folyamatosan sorszámozzuk. Ahhoz, hogy könnyebben tudjuk a javításokat elvégezni, a sorszámozást mindig fejezethez kötjük (az egész fejezetben folyamatos). Minden táblázatnak legyen címe, ami a táblázat adatainak tartalmára utal. Elhelyezése: a táblázat fölött, balra vagy középre igazítva (az a fontos, hogy az egész dolgozatban egységesen legyen szerkesztve). Ha a táblázat adatait valamilyen irodalomból vettük, akkor jelöljük annak forrását is annak címében (hivatkozás).

Grafikonok és ábrák: a grafikonokat és ábrákat szintén a fejezethez kötve, folyamatosan sorszámozzuk. Minden grafikonnak és ábrának van címe, melyet a grafikon vagy ábra alatt, középre igazítva helyezünk el. A grafikonokon fel kell tüntetni, hogy az egyes tengelyeken milyen mennyiségeket és milyen mértékegységben (ha van ilyen) ábrázoltunk (példaként lásd a 2.1. ábrát).



2.1. ábra. A keverési Euler-szám változása a keverési Reynolds-szám függvényében: (Sinnott & Towler, 2009, 2012)

1 – hatlapátos lapkeverő, 2 – hatlapátos turbinakeverő, 3 – hatlapátos, 45°-ban dőlt zárt turbinakeverő esetében

A **matematikai összefüggéseket, képleteket** ugyancsak a fejezethez kötve, folyamatosan számozzuk, és ezeket kerek zárójelbe téve tabulátorral a sor jobb oldalára igazítjuk.

2.2.1. Irodalmi jegyzék szerkesztése és a forrásra való hivatkozás módja

Mindazon források, amelyeket a hallgató felhasznált a terv készítésére, megjelennek az *Irodalmi jegyzék*ben. Már az első fejezetek készítésekor javasolt kezdeni az *Irodalmi jegyzék* szerkesztését, amelyre majd hivatkozunk a szövegben is. Minden egyes lépés elkészítésekor bővítjük az irodalmi jegyzékünket, végleges formáját az utolsó fejezet megírása biztosítja.

Néhány **elvárás** az *Irodalmi jegyzék* elkészítéséhez (a szövegszerkesztő automatikus referenciaszerkesztőjében elérhető Harvard stílusnak megfelelően):

- **Szakkönyvek** esetében feltüntetjük:
 - a szerző (szerzők) családi nevét és utóneveinek kezdőbetűjét ponttal. A szerzők nevei közé vesszőt teszünk, az utolsó szerző után szintén,
 - a kiadási évet, utána pont,
 - a *szakkönyv címét* (ezt dőlt betűkkel írva),
 - a kiadási számát, ha több kiadást ért meg,
 - a kötet számát, ha ugyanazon cím alatt több kötet van, ezek után pont,
 - a kiadó helyszínét/helységeit, utána kettőspont,
 - a kiadó megnevezését, utána pont,
 - a felhasznált információ oldalszámát, oldalszámait, a végén pont.

Példa:

1. Banu, C., 1999. *Manualul Inginerului de Industria Alimentară*. București: Editura Tehnică. 157, 163–164, 397–399.
2. Green, D.W., Perry, R.H., 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8th ed. New York: The McGraw-Hill Companies Inc. 886–890.
3. Sinnott, R., Towler, G., 2012. *Chemical Engineering Design*. Amsterdam: Elsevier. 153–155.

- **Folyóiratban** megjelent tanulmányok esetében:
 - a szerző (szerzők) nevét és keresztneveiknek kezdőbetűjét ponttal. A szerzők nevei közé vesszőt teszünk, az utolsó szerző után szintén,
 - a kiadási évet, utána pont,
 - a tanulmány címét, utána pont,
 - a folyóirat megnevezését vagy annak elismert rövidítését alkalmazva, dőlten, utána vessző,
 - a folyóirat kötetszámát, utána pont,
 - a folyóirat számát, utána pont,
 - a felhasznált tanulmány kezdő és végső oldalszámát, utána pont.

Példa:

4. Salamon R.V., Csapó J., Vargáné Visi É., Csapó-Kiss Zs., Altorjai A., Győri Z., Sára P., Lóki K., Albert Cs., 2005. A tej zsírsavösszetételének és kon-

jugált linolsav-tartalmának változása az évszakok szerint. *Acta Agraria Kaposvariensis*, 9. 3. 1–15.

- **Kötetben** megjelent tanulmányok esetében:
 - a szerző (szerzők) nevét és keresztnéveiknek kezdőbetűjét ponttal. A szerzők nevei közé vesszőt teszünk, az utolsó szerző után szintén,
 - a kiadás évét, utána pont,
 - a tanulmány címét, utána ponttal, majd a pont után beírjuk az „In:” kifejezést,
 - a kötet szerkesztőjének (szerkesztőinek) a nevét és keresztnévét ponttal. A szerkesztők nevei közé vesszőt, az utolsó szerkesztő után zárójelbe beírjuk a „szerk.”, „ed.” vagy „eds.” rövidítést, utána pontot teszünk,
 - a kötet címét dőlten, utána vessző vagy pont,
 - a kötet számát (ha ugyanazon cím alatt több is megjelent, akkor ezután következik a pont),
 - a kiadás helyét, utána kettőspont,
 - a kiadó nevét, utána pont,
 - a kiadvány ISSN vagy ISBN száma, utána pont,
 - a hivatkozott tanulmány kezdő- és végző oldalszámát.

Példa:

5. Miklós L., Spinerova A., 2017. A környezetvédelem kormányzása és környezeti tudományok. In: Szigyártó I.-L., Szikszai A. (szerk.). *XIII Kárpát-medencei környezettudományi konferencia 2017.04.5–8, Kolozsvár, Románia*. Kolozsvár: Ábel Kiadó. ISSN1842-9815. 16–26.

- Amikor **szabadalmak**ból szereztük az információt, akkor megadjuk:
 - a szabadalom szerző (szerzők) nevét és keresztnéveiknek kezdőbetűjét ponttal. A szerzők nevei közé vesszőt teszünk, az utolsó szerző után kettőspontot.
 - a szabadalom címét eredeti nyelven,
 - a szabadalom számát,
 - a szabadalom megjelenésének dátumát.

Példa:

6. Calistru, C., Szép, Al., Ifrim, L., Marcu, M., Fodor, M.: *Procedeu de obținere a clorurii de calciu*, Brevet RO 89164/27.11.1985.

- Abban az esetben, ha **szabványra, belső normatívára** kell hivatkozni, akkor megadandó:
 - a szabvány neve eredeti nyelven,
 - a szabvány száma,
 - a szabvány megjelenésének éve.

Példa:

7. * * * ISO 9701/2008.

8. * * * MSz. 2515/2006.

- **Internetes adatokra** is lehet hivatkozni, amikor az adatok teljes körű leírása mellé kötelezően megadjuk a hozzáférés időpontját is.

Példa:

9. * * * Water Heat Capacity: In: https://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-water-d_660.html (2019. 03. 05).

10. Sander R.: Compilation of Henry's law constants (version 4.0) for water as solvent, *Atmos. Chem. Phys.*, 15, 4399–4981, 2015 www.atmos-chem-phys.net/15/4399/2015/doi:10.5194/acp-15-4399-2015 (2019. 03. 05)

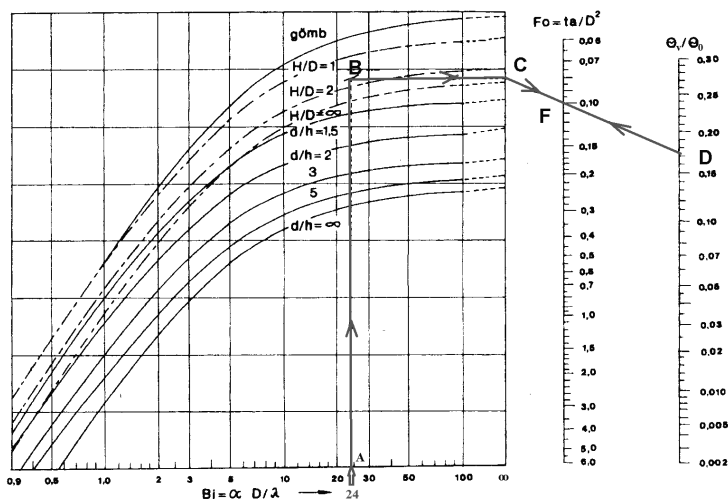
Az *Irodalmi jegyzékben* lévő információkra a szövegben hivatkozni kell. Ennek módja egységes kell legyen. A korábban említett Harvard stílust választva az automatikus referenciaszerkesztéshez, a hivatkozás kerek zárójelbe tett szerző nevével és a kiadás évszámával történik. Emellett még elfogadott esetleg a felső indexbe beiktatott szám/számok, vagy a szögletes zárójelben beírt szám/számok alkalmazása is azzal a feltétellel, ha teljesül az egységességre vonatkozó elvárás is. (Ez utóbbihoz az automatikus referenciaszerkesztő ISO 690 stílusát kell választani.)

Nem írunk le olyan információt, szöveget, adatot, összefüggést, ábrát, amelyet valamilyen forrásból átvettünk és nem hivatkozunk rá. Ha szöveget veszünk át teljességében, akkor arra nemcsak hivatkozunk, hanem idézőjelbe is tesszük. A szövegben hivatkozott irodalmi forrás a jegyzékben meg kell jelenjen. A hivatkozás és az irodalmi jegyzék azonos információt kell fedjen.

2.2.2. A műszaki rajzokkal kapcsolatos elvárások

A rajzokra is érvényes a dokumentáció egyik legfontosabb elvárása: az *egyetelműség*. A szöveges részbe iktatott ábráknak számuk és megnevezésük van, míg a mellékletben szereplőknek számuk és címük.

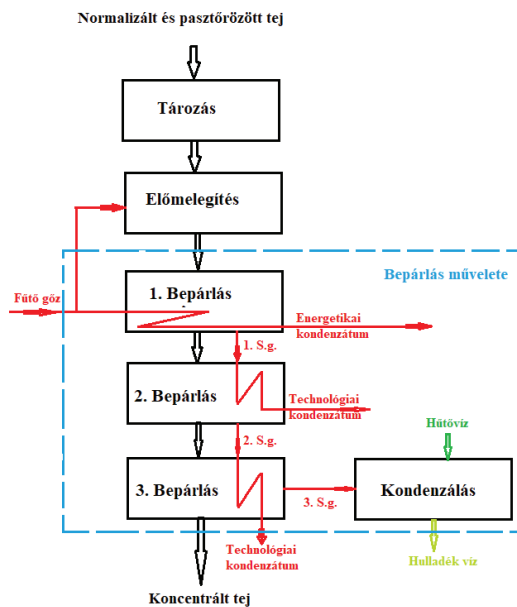
- **Diagram:** két változó mennyiség közötti összefüggést fejezi ki. Minden esetben a tengelyek beosztása, változó jele és mértékegysége ábrázolva van (példaként lásd a 2.1. ábrát).
- **Nomogram:** olyan többváltozós diagram, amely segítségével számítás nélkül leolvasható valamilyen közelítő érték (2.2. ábra). Itt is a tengelyek lépéte, mértékegysége és a változók jele és megnevezése ábrázolva van.



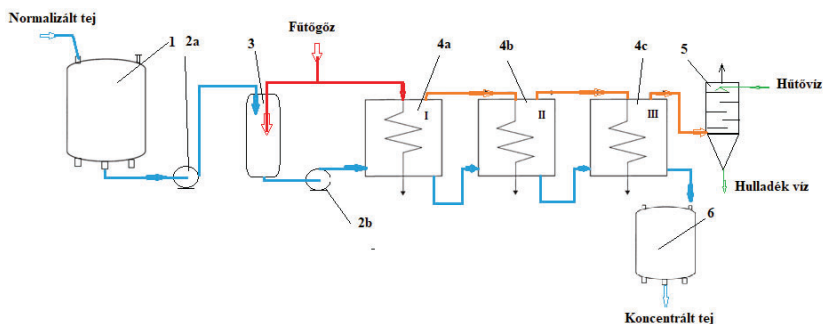
2.2. ábra. Baehr-nomogram: hűtési idő meghatározása gömb és különböző H/D -vel rendelkező hengeres testek esetén (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

- **Blokkéséma:** több műveletet tartalmazó technológiai folyamat konvencionális jelekkel való grafikus ábrázolása, amelyben a belépő mennyiségek vagy áramok nyílak segítségével vannak ábrázolva, a műveletekre téglalapot használunk (igaz, ismert más jel is, például a keverésre a csúccsal lefelé rajzolt háromszög, az egyszeri elválasztásra a csúccsal felfelé rajzolt háromszög, a szűrés-mosásra a rombusz stb.). Példaként a 2.3. ábrán a pasztőrözött tejből előállított koncentrált tej blokkésémája látható. Az alapanyag a pasztőrözött és normalizált tehéntej, mellékanyagok a fűtő- és hűtőközegek. Látható, hogy az áramok megnevezésére nem használunk geometriai jelet, a műveletek esetében pedig a téglalap mellett a háromszög is alkalmazva van. Ábrázolva van a hűtőközeg és a fűtőközeg, valamint a jobb megértést szolgálja a paraméterek megjelölése is.
- **Technológiai ábra:** a műveletek megvalósítására alkalmas gépek, készülékek alakú ábrázolása, amely követi a nyers-/alapanyagok terméké váló átalakulását. Sokszor az ábra elkészítéséhez konvencionális/szabványosított készülék-szimbólumokat is használhatunk. Alkalmazva a 2.1. táblázatban feltüntetett megfelelő szimbólumokat, a következő technológiai vázlatot lehet elkészíteni (2.4. ábra).

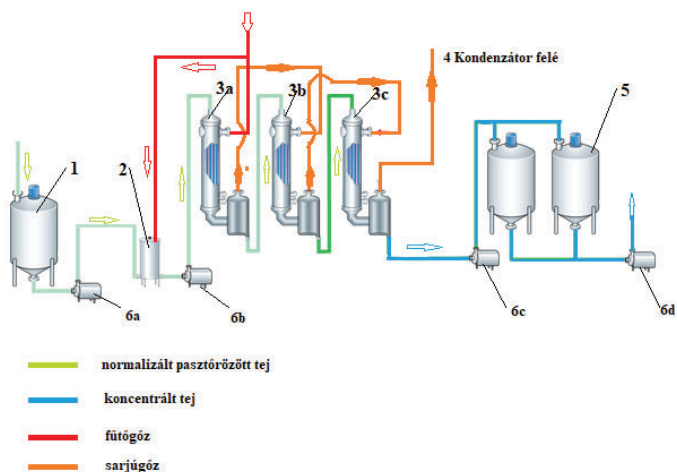
Egy másik változatot tartalmaz a 2.5. ábra, melyet a Tetra Pak cég javasol. Látható, hogy itt is megtalálható minden művelet készüléke, kivéve a légköri/felületi kondenzátort.



2.3. ábra. A koncentrált tej előállításának bloksémája normalizált pastörözött tejből



2.4. ábra. A technológiai vázlat: 1 – tartály, 2a, 2b – centrifugális szivattyúk, 3 – előmelegítő, 4a, 4b, 4c – bepárlók, 5 – kondenzátor, 6 – koncentrált tej tározó



2.5. ábra. A koncentrált tej előállítása normalizált pasztörözött tejből a Tetra Pak készülék (www.dairyprocessinghandbook.com) rajza szerint:

1 – tejtározó, 2 – előmelegítő, 3a, 3b, 3c – bejárólk, 4 – légköri kondenzátorhoz vezető csomák, 5 – tározók, 6a, 6b, 6c, 6d – centrifugális szivattyúk

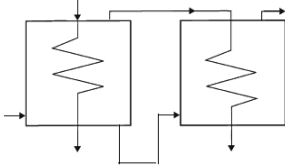
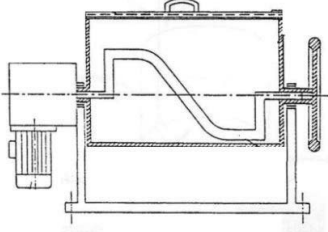
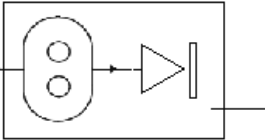
- **Elemrajz:** ennek kétféle típusát ismerjük. Az egyetlen alkatrészt ábrázoló rajzot **alkatrészrajznak** nevezzük, amely az alkatrész azonosításához szükséges minden információt tartalmazza, míg a **munkadarabrajz** a további nem bontható alkatrészt ábrázolja, az elkészítéséhez szükséges minden információ megadásával.
 - **Kapcsolási rajz:** több alkatrészből/elemből összetett, méretarányos, léptékre készített, a műszaki rajz elvárásainak megfelelő rajz, amely egy készülék, gép, géprész vagy egy teljes technológiai vonal ábrázolására szolgál.
- Megjegyezzük, hogy az elemrajz, illetve a kapcsolási rajzok méretarányosak, léptékre készült műszaki alkotások, amelyek a műszaki rajzra érvényes elvárások, szabványok figyelembevételével készülnek. Pontosak, egyértelműek, betartják a műszaki rajz szabályokat mind az ábrázolás, mind a lapméret szintjén.

A **műszaki rajzok formai követelményeit** szabványok előírásai határozzák meg. A rajzlapok méreteire, a rajzok vonalaira stb. vonatkozó előírások betartása fontos a rajzok egységes megjelenítése szempontjából. A rajzokat szabványos méretű és kialakítású rajzlapokra kell készíteni. A rajzlapméretek megválasztásánál abból indulunk ki, hogy a rajzlap olyan téglalap legyen, amelynek a hosszabb oldalát felezve a kisebb lap oldalai úgy aránylanak egymáshoz, mint az eredeti rajzlap megfelelő oldalai.

2.1. táblázat. Készülékszimbólumok (Singh & Heldman, 2009)

| Megnevezés | Ábra | Megnevezés | Ábra |
|-------------------------|------|----------------------|------|
| Centrifugális szivattyú | | Ventilátor | |
| Centrifuga | | Ciklon | |
| Vízszintes tározó | | Függőleges tározó | |
| Cső a csőben hőcserélő | | | |
| Lemezes hőcserélő | | Csőköteges hőcserélő | |
| Szalagszállító | | | |
| Csigaszállító | | | |

| Megnevezés | Ábra | Megnevezés | Ábra |
|-------------------------|------|-------------|------|
| Dobszűrő | | Szita/szűrő | |
| Folytonos szalagszárító | | | |
| Tálcás szárító | | | |
| Fluid ágyas szárító | | | |
| Porlasztva szárító | | Kompresszor | |
| Kevert üst | | | |
| Ülepítő kád | | | |

| Megnevezés | Ábra | Megnevezés | Ábra |
|--------------------|---|------------|------|
| Kétlépcsős bepárló |  | | |
| Dagasztó |  | | |
| Homogénéző |  | | |

Figyelembe véve a 2.6. ábrán feltüntetett jelöléseket, mindig elvárt a következő arány teljesülése:

$$\frac{b}{a} = \frac{a}{b/2}$$

Ha a kezdeti méret A0 (1 m²), amelyben teljesül az előbbi feltétel, akkor felírható:

$$\begin{cases} a \cdot b = 1 \\ \frac{b}{a} = \frac{a}{b/2} \Rightarrow a = 0,841 \text{ m és } b = 1,189 \text{ m.} \end{cases}$$

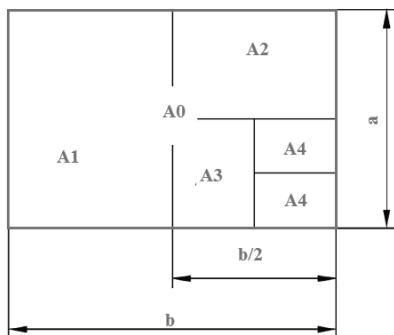
Ez azt jelenti, hogy az ábrán megjelölt lapméretek a 2.2. táblázatban feltüntetett méretűek lesznek, mm-ben kifejezve (lásd a 2.7. ábrát is).

A rajzlap méretének megválasztásakor figyelembe kell venni, hogy a rajz megértéséhez és ábrázolásához szükséges legkisebb rajzlapot használjuk. A nagy méretű rajzlapokon azonosító mezőt és vágási jeleket kell elhelyezni. A rajzokat minden esetben feliratmezővel látjuk el. A feliratmezőt a rajzterület jobb alsó sarkában helyezük el, határolására vastag folytonos vonalat alkalmazva. A kiegészítő

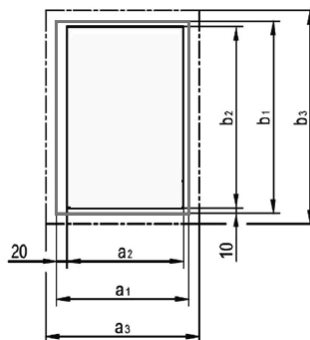
szító információkat a rajzterület üres, ki nem használt felületére tervezzük. A feliratmező 170 mm széles, és olvasási iránya megegyezik a rajz olvasási irányával.

2.2. táblázat. A különböző szabványos lapméretek (mm)

| Lapjel | Vágatlan (a3xb3) | | Vágott (a1xb1) | | Rajzterület (a2xb2) | |
|--------|------------------|------|----------------|------|---------------------|------|
| A0 | 880 | 1230 | 841 | 1189 | 821 | 1159 |
| A1 | 625 | 880 | 594 | 841 | 574 | 811 |
| A2 | 450 | 625 | 420 | 594 | 400 | 564 |
| A3 | 330 | 450 | 297 | 420 | 277 | 390 |
| A4 | 240 | 330 | 210 | 297 | 180 | 277 |



2.6. ábra. A rajzlapméret származtatása (Szép, 2018)



2.7. ábra. A rajzterület, a vágott és a vágatlan méretek értelmezése (Szép, 2018)

Míg az eredeti rajzokat nem hajtogatják össze (felcsavarva őrzik), a másolatokat harmonikászerűen A4-es méretre hajtogatják úgy, hogy a feliratmező a legfelső oldal alsó részére kerüljön.

A SR ISO 7200 szabványnak megfelelő **szövegmező/feliratmező** mintája a 2.8. ábrán látható.



2.8. ábra. A szövegmező/feliratmező méretei (Szép, 2018)

Az elvárásoknak megfelelően megszerkesztett *tervet* a hallgató kinyomtatja (lehet színes nyomtatás is), hozzárendeli a két fedőlapot (a megfelelő mintákat az M1. és M2. mellékletekben láthatjuk), majd spirálfűzéssel befűzi és az oktató által meghatározott időpontra leadja.

3. A TERV OKTATÁSÁNAK MÓDSZERTANA

A tantervi elvárásoknak megfelelően az *Élelmiszeripari műveletek és berendezések-terv* heti kétórás kontakttevékenység mellett 47 óra egyéni munkát is feltételez ($3 \text{ kredit} \times 25 \text{ óra/kredit} - 2 \text{ óra/hét} \times 14 \text{ hét} = 75 - 28 = 47 \text{ óra}$). Ez azt jelenti, hogy a csoportos tevékenységen túlmenően a hallgató egyénileg elvégzi a tanórákon az oktató által meghatározott tevékenységeket: irodalom áttekintése, adatgyűjtés, számítás és kiértékelés, szerkesztés, ábra és technikai rajz készítése stb. Mivel minden tervet határidőre el kell készíteni (a szemeszter utolsó előtti hetén kell leadni), a terv témahirdetését követően az oktató megszabja a beütemezést is, így segítve a hallgatót a ritmikus munkában.

A tanórák lebonyolítása:

- Az első tanóra alkalmával az oktató bemutatja a *Tantárgyi adatlapot*, kihirdeti minden hallgatónak a témát, meghatározva a tervezési adatokat, megfogalmazza az elvárásokat, ismerteti a beütemezést (lásd a 3.1. táblázatban bemutatott mintát) és a kiértékelés módozatát.
- A következő tanórán az oktató, a beütemezésnek megfelelően, ismerteti az első munkafeladatot, útmutatóval szolgál a megoldáshoz, és követi a hallgatók egyéni munkáját.
- A következő tanórákon az oktató bemutatja a beütemezésnek megfelelő következő munkafeladatot, és míg a hallgatók az útmutatásnak megfelelően dolgoznak, az oktató felméri munkájukat, az otthoni munkát, figyelve annak teljesítésére, az eredmények helyességére, és értékeli azt. Ugyanakkor, további útmutatást ad a hallgatók által felvetett problémák megoldására.
- Azok a számítások, amelyek idő hiányában nem valósíthatók meg a kontaktórákon, otthoni munkaként folytatódnak. Az eredmények oktató általi kiértékelése a következő tanórán történik.
- A beütemezésnek megfelelő időpontban a hallgató leadja felmérésre a megszerkesztett részt, amit az oktató a következő tanórára kijavít, értékeli és visszaad a hallgatónak. Itt az elvárás a pontos, szabatos, saját szavunkkal való megfogalmazás alkalmazása. Kerüljük az irodalomból kivett szövegek túlzott alkalmazását. A számítások eredményeit mindig ugyanannyi értékes számmal adjuk meg (például 2,359; 1,725, $2,157 \times 10^{-3}$), majd egy szóközt kihagyva írjuk a megfelelő mértékegységet. A jól végzett hallgatói munka megkönnyíti a végleges szerkesztést, hisz az csak a leadott, értékelt és kijavított fejezetek összekapcsolásából áll.

Ahhoz, hogy a megfelelő ritmusban elvégezhető legyen a megfogalmazott tevékenység, minden hallgató felkészül a tanórára, kijegyzetelve az oktató által megadott irodalomból a megfelelő részeket. A jegyzetelést füzetbe rögzíti. Ugyanebbe a **tervfüzetbe** írja be a számításokat is. Ajánlott, hogy a számítások rögzítésére ceruzát

használjon (így könnyebb a javítás), rajzok elkészítésében alkalmazhat rajzeszközöket, de szabad kézzel is elkészítheti a magyarázó rajzokat. Ott, ahol a rajz a számítás eszköze, ajánlott a milliméterpapírra való rajzolás, amit beragasztunk a füzetbe. Számítógépes számítás és ábrázolás használatakor a megfelelő összefüggést beírjuk a füzetbe, egy teljes számítást elvégzünk, a géppel való sokszori ismétlést táblázatban vagy ábrán jelenítjük meg. A terv készítésekor legalább egy készüléket számítógépes programmal számítsunk ki, de nem kizárt a gép használata több készülék esetében sem. A leadási kötelezettségeket szövegszerkesztő programmal készítjük, és a megszabott módon, határidőre adjuk le.

Az utolsó előtti héten leadott *terv* kiértékelésre kerül a 14. héten. A tantárgyi adatlapnak megfelelően, a kiértékelés feltételezi – a tartalmi és a formai elvárásoknak való megfeleléségen túlmenően – a hallgató jártasságának bizonyítását is e téren. Így a kiértékelésen a hallgatónak meg kell védenie a munkáját: jártasságának bizonyítása a megfelelő nyelvezet alkalmazásán túlmenően, a számított értékek indoklása, a saját hozzájárulásának kiemelése révén.

Az érdemjegybe beszámítódik a munkában tanúsított pontosság, a leadott fejezetek kiértékelésekor elért eredmény, a terv tartalma és formája, illetve a védekor tanúsított lexikális és szakmai ismeret, érvelési készség, jártasság. **Nem fogadható el az a terv**, amely alapvető számítási hibákat, kimásolt részeket, átvett rajzokat és pontatlan megfogalmazásokat tartalmaz! **Nem ítéhető átmenő érdemjegy** azon hallgatónak, akik félév közben nem tanúsítottak odaadó, pontos munkát, nem adták le a megszabott időben az általuk elkészített részeket, és kettőnél több alkalommal hiányoztak a tevékenységről!

4. AZ ANYAGOK JELLEMZÉSE

A tervezési feladat megoldásakor egy fontos lépés a termék jellemzése. Ez magába foglalja az érzékszervi és a mennyiségi mutatók meghatározását. Annak ellenére, hogy az érzékszervi mutatók nem szolgáltatnak összefüggésbe írható adatokat, ismeretük fontos, hisz tanúskodnak a szükséges adalék-, aromaanyagokról vagy kezelési módokról (például az érlelt sajt esetében a jellegzetes aroma, vagy a szárított hentesáruk esetében a szín). Azok a mutatók, amelyek leírhatók egy mérőszám és mértékegység szorzataként, a tervezőnek sokkal értékesebbek, hisz ismeretük lehetővé teszi a számítást, a szimulációt, a minőség szabványosított meghatározását. Nagy szerepük van a technológiai fejlesztés és a csomagolási, tartósítási technikák kivitelezésében is.

Milyen tulajdonságokat is kezel a tervező szakember? Ha a tulajdonságot úgy értelmezzük, mint az anyag megfigyelhető jellegzetessége, akkor azt be lehet határolni érzékszerveinken keresztül vagy műszerekkel. A különböző hatásnak alávetett anyag viselkedését tekintve mérvadóak, beszélhetünk fizikai, fizikai-kémiai, táplálkozástani vagy egészségügyi/mikrobiológiai tulajdonságokról. Ezek az érzékszervi tulajdonságokkal együtt határozzák meg az anyag minőségét.

Mivel a technológiai folyamatban az anyagok elég sok fizikai, mikrobiológiai, fizikai-kémiai hatásnak vannak kitéve, a tervező szempontjából fontosak mindazon tulajdonságok, amelyek a különböző erő- és energiabehatásokra adott választ jellemzik. Ilyenek lehetnek a gravitációs erőterben kifejtett tulajdonságok (fajsúly, sűrűség), a hőtani tulajdonságok (hőkapacitás, fajlagos hőkapacitás, entalpiaváltozás, hővezetési együttható, hődiffúzió, hőtágulási tényező, olvadáspont, üvegesedési pont stb.), az elektromos és dielektromos tulajdonságok (fajlagos vezetőképesség vagy ellenállás, dielektromos állandó), a mechanikai tulajdonságok (szakítószilárdság, folyáshatár, viszkozitás, látszólagos viszkozitás stb.), az optikai tulajdonságok (fényabszorpció, fényvisszaverés, fényelforgatás, fényszórás, fluoreszcencia stb.). Ugyancsak fontosak lehetnek a kinetikai tulajdonságok is, mint a felezési idő, a reakciórendűség, az aktiválási energia, a mikrobaszaporodás, a -pusztulás (a tizedre csökkenés paraméterei) stb. Nagyon sok terméknek fontos az egészségre gyakorolt pozitív táplálkozástani, funkcionális gyógyászati hatása, vagy éppen a negatív hatása (toxikus vagy túlادagolási hatás stb.).

4.1. Az érzékszervi tulajdonságok

Valamely termék érzékszervi tulajdonságainak meghatározása, amint a neve is mutatja, az ember fiziológiai érzékelésén alapszik. A tapintás, az ízlelés, a látás, a hallás és a szaglás segítségével érzékeljük az anyagi világot. A jelt az agy

feldolgozza, és eldönti, hogy hova lehet besorolni. Az érzékszervi tulajdonságokat, bár eleve szubjektívek, képzéssel többé-kevésbé objektívvá lehet alakítani. Éppen ezért mondható, hogy az érzékszervi tulajdonságok származhatnak képzett szakembertől vagy fogyasztói közegetől, amikor visszajelzést kapunk a piaci viselkedésből. Ebben az esetben az információ statisztikusan feldolgozott is lehet.

A műszerezés fejlesztésével elég sok érzékszervi tulajdonság már átmehet a mérésekre alapozott, objektív fizikai-kémiai tulajdonságok csoportjába. Gondoljunk csak az elektronikus orra vagy a tapintást helyettesítő felületi érzékelő pásztázó lézerre. Az állag meghatározásban fontos érzékszervi tulajdonságot, mint például a sűrűbb vagy viszkózusabb kifejezést, már reológiai mérésekkel helyettesíthetjük. Ugyanúgy a szerkezetről is alkotott érzékszervi képet lehet helyettesíteni objektívebb mikroszkopikus, elektron-mikroszkopikus, poroziméteres, piknométeres stb. mérésekkel. Ezekből a mérésekből származó eredmények azonban nem válnak érzékszerviekké, legyen az elektronikus orral is mérve.

Az érzékszervi és a műszeres méréseknek megvan a maguk előnye és hátránya. Egymást kiegészítve biztosítják az anyag minőségének meghatározását, megbízhatóbb paraméter beállítását, és szavatolják a végtermék-minősítést.

4.2. Fizikai és fizikai-kémiai tulajdonságok

Ami a fizikai és fizikai-kémiai tulajdonságokat illeti, bár a kettő között mar-káns határvonalat nem húzhatunk, megállapítható, hogy vagy közvetlen mérhetők, vagy fizikai definíciós összefüggések segítségével kifejezhetők. A csoportosításuk is elég körülményes, hisz jól ismert, hogy a klasszikus mechanikai, hőtani, elektromos, mágneses, fénytani tulajdonságokra való csoportosítás sokszor kizár olyan jellegzetes adatot, ami mérvadó lehet az anyag viselkedésére. Máskor elég nehéz határvonalat húzni a hőtani és a termodinamikai tulajdonságok közé. Ismert, hogy a termodinamikai tulajdonságok a zárt rendszer egyensúlyi helyzetét fejezik ki, míg a műveleti egységekben fellépő transzporttulajdonságok bizonyos gradienseket feltételeznek. Ismert az is, hogy a hődiffúziós tényezőt termodinamikai tulajdonságok is meghatározzák, de az anyag hővezetési tényezője, melyet az állag és makroszkopikus struktúra határoz meg, eleve transzporttulajdonság. Éppen ezért az anyagok tulajdonságának meghatározásban fontos egy bizonyos sorrendet követni.

Mivel az állag, a természetes vagy az ember által alakított anyagi struktúra nagyon fontos lehet a különböző behatásokra való válaszokban, ajánlatos ezekkel kezdeni a jellemzést, hisz befolyásuk a mérhető tulajdonságokra közismert. Így, a mechanikai, hőtani, elektromos, mágneses térbeni stb. tulajdonságok meghatározásában és azok feldolgozásában szükség van az anyagstruktúra ismeretére. Ez a struktúrameghatározás mostanában túlmegegy az alak, forma és méret megadásán, hisz az utóbbi 25 év fejlesztései lehetővé teszik a mikrostruktúra, sőt a

nanostruktúra definiálását is. Így például a mechanikai tulajdonságok csoportjába besorolódnak az alaki tulajdonságok, fajlagos – tömegre, térfogatra, felületre viszonyított – tulajdonságok, hangtani, reológiai, felületi és nem utolsósorban nano- és mikrostrukturális jelenségek.

De nézzük csak, mire is kell a hangsúlyt fektetni. Elsősorban a mechanikai tulajdonságok közül mindig fontos ismerni a sűrűséget avagy a fajtérfogatot, a fajszínyt abszolút vagy relatív formában. A hőtani tulajdonságok közül a transzport-, míg a termodinamikai tulajdonságok közül az állapotjelzők a fontosak. Az elektromos tulajdonságokból is a transzporttulajdonságokon van a hangsúly, amit vezetési vagy ellenkezőleg, fajlagos ellenállási tényezővel jellemezzünk. Természetesen, nem kizárt a dielektromos állandó és a dielektromos veszteség megadása sem. Az áramlási vagy reológiai tulajdonságok közül a viszkozitásra jellemző tényezők a fontosak.

Mivel a termék előállításakor az átalakítandó anyagot többnyire mechanikai, hő- és elektromos, ritkábban fényhatás éri, az e csoportba tartozó tulajdonságok ismerete fontos a mérnöki számítások elvégzésében. Igaz, hogy ezek nemcsak fizikai jellemzőkre hathatnak, hanem az anyag vegyi összetételét is befolyásolják, így nagyon fontos ismerni, milyen minőségi átalakulásokat idéznek elő ezek a külső behatások.

Éppen ezért a jellemzés egy külön csoportját képezik az ún. **kinetikai tulajdonságok**, amelyek definiálják az állagban történt időbeli változásokat. Ezek a változások lehetnek: fizikai (strukturális – kristályszerkezet, üveges szerkezet – halmazállapot-, alak- és formai átalakulások), kémiai (degradáció, hidrolízis, polikondenzáció, láncszakadás, oxidáció stb.), biokémiai (enzimkatalizált reakciók) és mikrobiológiai (mikroorganizmusok szaporodása vagy pusztulása) változások. Ezen átalakulásokra jellemző mutatók – az átalakulási reakcióentalpiákon túlmenően – a sebességi állandó, aktiválási energia, légzési állandók, felezési idő, tizedre csökkenés ideje (D), z , illetve f értékek stb. (www.dairyprocessinghandbook.com). Bár ezen utóbbi tulajdonságok (D , z) nem az anyagra, hanem a mikroorganizmusokra jellemzőek, fontosak lehetnek a paraméterek meghatározásában.

4.3. Táplálkozástani jellemzők

Azon anyagok esetében, amelyek ételként kerülnek forgalomba, fontos az **egészségre gyakorolt hatás** is. Ezt még úgy is értelmezhetjük, hogy milyen mértékben tudja biztosítani az elfogyasztott táplálék a jólét érzetét, az egészséges állapotot? Az egészség szempontjából nemcsak az anyag pozitív hatását fontos kiemelni, amelyet az esszenciális makro- és mikroelemekkel, valamint a tápanyagokkal biztosít, hanem a negatív hatásokat is, amelyeket nagyon alacsony szinten, az egészségre káros hatást gyakorló komponenseken keresztül okoz. Ter-

mészetesen, az egészségre gyakorolt hatás is többféleképpen fejezhető ki, hisz ugyanazon komponens lehet funkcionális és lehet gyógyító, vagy ellenkezőleg, káros hatású (gondoljunk csak a szacharózra a különböző emberek esetében, vagy az antioxidánsokra, amelyeknek lehet gyógyhatásuk (például szívbántalmak kezelésére), de funkcionális hatással is bírnak, hisz bizonyítottan öregedéscsökkentő hatásúak) (Csapó & Albert, 2014). A funkcionális csoportból a káros csoportba való átbillenés is ismert, hisz valóban mindent a bevitel mennyisége határoz meg („*sola dosis facit venenum*”). Jól ismert, hogy a cukor, a só, a zsiradék, a zsírban oldódó vitaminok, az alkohol stb. túlzott fogyasztása negatívan hat az egészségre. Éppen ezért a káros komponenseket az egészségre gyakorolt hatásuktól függően három csoportba osztják, és pedig toxikusok minden koncentrációban, toxikusok a kritikus koncentráció felett, és túlzott fogyasztásban károsak.

Felmerül a kérdés: hol és mire alkalmazzuk ezeket a tulajdonságokat?

Az anyagtulajdonság fontos a tudós, a műszaki szakember, a gazdasági és – nem utolsósorban – a terméket fogyasztó számára. Igaz, hogy e kategóriákba sorolt személyek más-más szempontra helyezik a hangsúlyt. Míg a tudósnak és a mérnöknek a tulajdonságok a termékminőség, a gyártási, a csomagolási, a tárolási, a fogyasztási és a fogyasztás utáni folyamatok meghatározásában, tervezésében, működtetésében és fejlesztésében fontosak, addig a fogyasztó a használati értéket tekinti mérvadónak, a gazdasági szakember csak a minőségi besorolást (minőségi kategóriát I., II., III.) veszi figyelembe, hisz hozzá kell rendelnie az előállítási költségeket és a várható profitot. A közvetlen forgalomba került anyagok tulajdonsága a minőség meghatározásán túlmenően a biztonság, az egészség és a jólét definiálásában is fontos lehet.

A tervezést végző szakembernek ismernie kell, hogy az általa meghatározott paraméterek milyen mértékben fogják befolyásolni a termék minőségét, hisz célja az, hogy **maximális eredményt érjen el minimális károsodással**. Éppen ezért jó előre tudni, hogy a kívánt paraméter elérése milyen mellékhatással jár egyes komponensekre, az egészségre káros komponensek keletkeznek-e, a főkomponensek károsodnak-e? Az élelmiszer-előállításban fontos, hogy meghatározható legyen például a hőkezelés mértéke, annak hőfoka és ideje (Csapó & Albert, 2014; Banu, 1999).

A különböző előállítási alternatívák hatása a termékminőségre nem lehetséges a tulajdonságok ismerete nélkül, hisz **a szimuláció sokkal takarékosabb, mint a nagyüzemi kísérletezés**. A költségek csökkentése nagyobb termelékenységgel és jobb minőség biztosításával nem képzelhető el a szimulációs technikák nélkül (Ogawa, 2007). Ezen tevékenységhez a tulajdonságok ismerete meghatározó. A tulajdonságok pontatlansága vagy azok hiánya a modellek alkalmazását zárják ki, vagy az eredmények beszámíthatóságát kérdőjelezzik meg. Rossz adattal is számíthatunk helyesen, de az eredmény a végső próbánál elbukik.

Azt is fel kell ismerni, hogy a megfelelő tulajdonságok nemcsak a folyamat tervezésekor szükségesek, hanem a termeléskor, fejlesztéskor, alapanyag vagy mellékanyag, készülék vagy berendezés cseréjekor is szükség van rájuk. Sok esetben

apró változtatások is megkövetelik a tulajdonságok ismeretét, hisz hiányukban nem lehet meghatározni a keverési teljesítményszükségletet, a hőátadási felületet és más geometriai méreteket.

Az is ismert, hogy a termékminőség nem egy adott, állandó jellegzetesség, hisz a fogyasztók igényeit követni kell. Ebből az következik, hogy ha a termékminőség idővel változik, akkor ehhez a változó minőséghez egyre pontosabban leírt tulajdonságra van szükség. A **minőség az igényeknek való megfelelést jelent**, amit azonban a legegyszerűbb mutatókkal kifejezni. Így a minőségbiztosítás legalacsonyabb szintjén a szabványoknak való megfelelést értjük. Ezt pedig mérhető és érzékszervi tulajdonságokkal lehet kifejezni (Kövesi & Tipár, 2006; Taguchi, 1995; Juran & Godfrey, 1998; Juran, 2004). Ez feltételezi a vezérlő paraméterek mérését és azok szabályozását. A paraméterszabályozás és a számítógépes vezérlés a biztonságos termelés feltétele, hisz a hiba követhetőségét teljességében biztosítja.

Végül, de nem utolsósorban, a minőség biztosítása csak megfelelő csomagolási módszerrel és használati utasítással lehetséges. Így jó előre tudni, milyen kölcsönhatás alakul ki a csomagolóanyag és a termék között ahhoz, hogy ezt minimálisra csökkentjük, vagy kiküszöböljük a minőségsökkenést. Ugyancsak ismerni kell, főleg az élelmiszerek és természetes anyagok esetében, hogy milyen változásokat szenvedhet a termék a különböző tárolási, raktározási körülményekben. És, hogy teljes legyen a kép, a tulajdonságok fontossága mellett megemlítjük azt is, hogy a termelő felelőssége megadni a megfelelő használati utasítást, sőt ugyancsak ő hivatott a termék hulladékká válása utáni kártalanítási folyamat biztosítására is (Mizsey, 1993; Mizsey & Fonyó, 1997; Wang et al., 2007a).

4.4. A tulajdonságok meghatározása

A tulajdonságok meghatározására a mérés a legkézenfekvőbb módszer. Ez feltételezi a mérőberendezést, a módszert és a megfelelő mintát. Bár a mérés a legpontosabb eredményt szolgáltatja, eléggé időigényes volta miatt sokszor a **számítási módszereket** részesítjük előnyben, főleg a számítógépek elterjedése óta.

De milyen adatot szolgáltatassunk a számítógépnek, hogy megbízható tulajdonságokat kapjunk, és hogyan dolgozzuk fel azokat? Erre egyszerűen válaszolni majdnem lehetetlen, hisz az anyag, amivel foglalkozni kell, többkomponensű, többfázisú, különböző hőmérsékletű lehet, és a nyomás sem elhanyagolható. Éppen ezért elfogadott, hogy az anyag legpontosabb jellemzőjét mérésrel kapjuk meg, melyet adott hőmérsékleten, nyomáson végzünk. A hőmérséklet- és nyomásmérőben elvégzett mérések grafikus vagy analitikus ábrázolása nyújt majd megfelelő képet a tulajdonság változásáról.

Sok esetben a tulajdonság becslése is elégséges. Ilyenkor az elegyet alkotó tiszta komponensek tulajdonságát ismerve, valamilyen módszerrel meghatározható

az anyag tulajdonsága. Ezt a módszert alkalmazzák az élelmiszeripari biotechnológiákban is. A legkézenfekvőbb módozat az **anyag tulajdonságának becslésére** annak összetételére és az összetevők tulajdonságaira alapuló számítás. Nézzük meg, *hogyan becsülhetjük meg a tervezésben fontos tulajdonságokat, ha ismertek az anyag összetétele és a komponensekre jellemző tulajdonságok?*

4.4.1. Sűrűség

A sűrűség pontos meghatározása méréssel történik. A piknométeres mérést állandó hőmérsékleten végezzük. A hőmérséklet-hatás becslésére is a mérés a legfontosabb eljárás, itt a piknométer alkalmazásakor a hőmérséklet beállítása a pontos térfogat meghatározásához szükséges. A mérést az analitikai mérlegel mindig szobahőmérsékleten végezzük el. A cseppfolyós anyagok esetén három mérést kell elvégezni ugyanazon anyag esetében, míg a szilárd anyagoknál négyet.

A számítási összefüggések:

$$\rho_l = \frac{m_2 - m_1}{m_3 - m_1} \cdot \rho_{pf}; \rho_s = \frac{m_2 - m_1}{(m_3 - m_1) - (m_4 - m_2)} \cdot \rho_{pf} \quad (4.1)$$

ahol: m_1 – az üres piknométer tömege, g; m_2 – a piknométer + anyag tömege, g; m_3 – a piknométer + piknométeres folyadék tömege, g; m_4 – a piknométer + anyag + folyadék tömege, g; ρ_{pf} – a piknométerben használt folyadék ismert sűrűsége, g/cm³.

A komponensek részesezésének és sűrűségének ismeretében a következő összefüggés ajánlott:

$$\rho_{kev} = \frac{1}{\sum_i \frac{x_i}{\rho_i}} \quad (4.2)$$

ahol: x_i – az i komponens tömegtörtje; ρ_i – az i komponens sűrűsége, kg/m³.

Vízes szuszpenziók esetében, ahol ismert a szilárd anyag tömegtörtje (x_s) vagy térfogattörtje (y_s), a következő összefüggéseket alkalmazzuk (Green & Perry, 1997, 2008):

$$\rho_{kev} = \frac{1}{\frac{x_s}{\rho_s} + \frac{1 - x_s}{\rho_l}} \quad (4.3)$$

$$\rho_{kev} = y_s \cdot \rho_s - (1 - y_s) \cdot \rho_l \quad (4.4)$$

Ismert szárazanyag-tartalmú szirupok sűrűségét különböző hőmérsékleten a következő összefüggésekkel határozhatjuk meg (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\rho_{20} = 10 \cdot [1,42 \cdot (\%Sz.a.) + (100 - \%Sz.a.)], \text{ kg/m}^3 \quad (4.5)$$

$$\rho_t = \rho_{20} - 0,5 \cdot (t - 20) \quad (4.6)$$

Zsírtartalmú anyagok esetében ajánlott a következő összefüggés (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\rho_{anyag} = \frac{267 \cdot 1000}{267 + 1,23 \cdot (\%Zs) - \%Sz.a.}, \text{ kg/m}^3 \quad (4.7)$$

Kevés zsírtartalom esetében (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\rho_{anyag} = \frac{267 \cdot 1000}{267 - \%Sz.a.}, \text{ kg/m}^3 \quad (4.8)$$

Paradicsomsűrítmény esetében (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\rho_s = \frac{1000 \cdot [(\%Sz.a.) - 19]}{2353} \cdot 1000, \text{ kg/m}^3 \quad (4.9)$$

$$\rho_s = 1016,76 + 4,4 \cdot (\%Sz.a.) - 0,53 \cdot t, \text{ kg/m}^3 \quad (4.10)$$

Ismert, hogy a tej sűrűsége 1025–1035 kg/m³ között változik a zsír és zsírmentes szárazanyag függvényében (Fenyvessy et al., 2014; Lewis, 2006). A sűrűség, zsír és szárazanyag közti összefüggést a 0–10% zsírtartalmú tej esetében a következőképpen lehet leírni (Ganea & Cojoc, 2011) kb. 0,05% hibaelfogadással:

$$\%Sz.a. = 0,25(d - 1) \cdot 1000 + 1,21 \cdot \%Zs \quad (4.11)$$

Néhány ismertebb élelmiszer valós, illetve ömlesztett sűrűségét az M3. melléklet tartalmazza.

4.4.2. Viskozitás

A viszkozitás pontos meghatározása mérésekre alapozott. A newtoni fluidumok esetében a kapilláris, ülepedési vagy rotációs mozgásban megnyilvánult ellenállásra alapozott méréseket végezzünk. Erre alkalmasak az Oswald, Ubbelode, Höppler vagy a rotációs viszkoziméterek. A nem-newtoni fluidumok esetében a tulajdonság meghatározására főleg a rotációs, rotációs-vibrációs viszkoziméterek alkalmazhatók.

Összetétel ismeretében az értékeket megbecsülhetjük különböző empirikus vagy félempirikus összefüggésekkel. Ilyen például az Einstein által javasolt összefüggés (Lewis, 2006), kis koncentrációjú szilárd-folyadék-elegyek esetében:

$$\frac{\eta}{\eta_o} = 1 + k \cdot C \quad (4.12)$$

ahol: η_o – a diszpergáló fluidum/oldószer viszkozitása; k – az anyag alakjától függő tényező.

Kis koncentrációjú elegyek esetében (ha a térfogattört, $y < 0,1$) (Lewis, 2006):

$$\frac{\eta}{\eta_0} = 1 + 2,5 \cdot y \quad (4.13)$$

Nagyobb koncentrációknál:

$$\frac{\eta}{\eta_0} = 1 + 4,5 \cdot y \quad (4.14)$$

A hőmérsékletváltozást az alábbi összefüggéssel írjuk le (Lewis, 2006):

$$\lg \eta = \frac{B}{T} + C \quad (4.15)$$

ahol: a B , C állandók anyagminőségtől függőek.

Híg szörp, szirup és koncentrált tej esetében alkalmazható összefüggés (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\eta = 0,94 \cdot \exp(0,05 + 0,08 \cdot (\%Sz.a.)) \quad (4.16)$$

A 20 °C-os és annál melegebb tej esetében (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\eta_{20} = 0,5 \cdot \exp(0,05 + 0,08 \cdot (\%Sz.a.)) \quad (4.17)$$

$$\eta_t = 12,9 \cdot \frac{\eta_{20}}{t^{0,85}} \quad (4.18)$$

Paradicsomkészítmények esetében (Ganea & Cojoc, 2011):

$$\eta = 0,019 \cdot (\%Sz.a.)^{2,94} \cdot \frac{1}{t^{1,17}} \quad (4.19)$$

Néhány folyadék viszkozitásának értékeit tartalmazza a 4.1. táblázat.

4.1. táblázat. *Néhány anyag dinamikai viszkozitása 20 °C-on, Pa·s* (Lewis, 2006)

| Anyag | Viszkozitás | Anyag | Viszkozitás |
|-------------------|-----------------------|-------------------|------------------------|
| Szén-dioxid gáz | $1,148 \cdot 10^{-5}$ | 40%-os cukoroldat | $6,200 \cdot 10^{-3}$ |
| Etanol | $0,326 \cdot 10^{-3}$ | 60%-os cukoroldat | $58,900 \cdot 10^{-3}$ |
| Víz | $1,002 \cdot 10^{-3}$ | Olívaolaj | $84,000 \cdot 10^{-3}$ |
| Tej | $2,000 \cdot 10^{-3}$ | Glicerin | $1490 \cdot 10^{-3}$ |
| 20%-os cukoroldat | $2,000 \cdot 10^{-3}$ | Méz | $6000 \cdot 10^{-3}$ |

4.4.3. Fajlagos hőkapacitás

A fajlagos hőkapacitás (fajhő) nem más, mint az anyagmennyiséghez viszonyított entalpia – hőmérséklet függvényének meredeksége:

$$c_p = \frac{1}{m} \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p, \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}; \text{ illetve } c_p = \frac{1}{n} \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p, \text{ J/(mol}\cdot\text{K)} \quad (4.20 \text{ a,b})$$

Pontos meghatározása kalorimetriás mérésekkel történik, amelyekre alkalmazható a keverék módszere, az összehasonlító kalorimetriás módszer, az adiabatus kalorimetriás módszer, a differenciál pártázó kalorimetriás módszer, a hődiffúziós módszer és más eljárások.

Az élelmiszerek fajlagos hőkapacitásának becslésére elég sok empirikus összefüggés áll rendelkezésre. Ilyen például a Choi és Okos (1986) által javasolt módszer, amely a komponensek hőkapacitását (c_{pi}) és tömegtörtjét (x_i) veszi alapul:

$$c_p = \sum_i x_i \cdot c_{pi} \quad (4.21)$$

A komponensek fajlagos hőkapacitását a 4.2. táblázat tartalmazza.

4.2. táblázat. Az élelmiszer-alkotók hőmérséklettől függő hőkapacitása -50 – 150 °C intervallumban (Choi & Okos, 1986)

| Tulajdonság | Komponens | Összefüggés |
|-----------------------------------|--------------------------------|---|
| Fajlagos hőkapacitás, J/(kg·K) | Fehérje | $c_p = 2,0082 \cdot 10^3 + 1,2089 \cdot t - 1,3129 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$ |
| | Zsír | $c_p = 1,9842 \cdot 10^3 + 1,4733 \cdot t - 4,8008 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$ |
| | Szénhidrát | $c_p = 1,5488 \cdot 10^3 + 1,9625 \cdot t - 5,9399 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$ |
| | Rost | $c_p = 1,8459 \cdot 10^3 + 1,8306 \cdot t - 4,6509 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$ |
| | Hamu | $c_p = 1,0926 \cdot 10^3 + 1,8896 \cdot t - 3,6817 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$ |
| | Víz ($t = 0 \dots 150$ °C) | $c_p = 4,1762 \cdot 10^3 - 9,0864 \cdot 10^{-2} \cdot t + 5,4731 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$ |

Egyik legrégebb empirikus összefüggés a **Siebel**-féle, amely a nedves anyagra vonatkoztatott nedvességet veszi figyelemre (Heldman, 2003):

$$c_p = 837 + 3348 \cdot x_w, \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}, \text{ fagypon} \text{t feletti hőmérsékleten} \quad (4.22a)$$

$$c_p = 837 + 1256 \cdot x_w, \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}, \text{ fagypon} \text{t alatti hőmérsékleten} \quad (4.22b)$$

Egy másik összefüggés a Heldman (2003)-féle, amely az összetevők fajlagos hőkapacitását és tömegtörtjét veszi figyelembe (C – cukor, P – protein, Zs – zsír, AS – ásványi só, W – víz):

$$c_p = 1424 \cdot x_C + 1549 \cdot x_P + 1675 \cdot x_{Zs} + 837 \cdot x_{AS} + 4187 \cdot x_W, \text{ J/(kg}\cdot\text{K)} \quad (4.23)$$

Charm 1978-ban a következő általános összefüggést javasolja (ASHRE, 2020):

$$c_p = 2093 \cdot x_{Zs} + 1296 \cdot x_{NZs} + 4187 \cdot x_W, \text{ J/(kg}\cdot\text{K)} \quad (4.24)$$

ahol: x_{Zs} , x_{NZs} , x_W – a zsír, a zsírtmentes szárazanyag, illetve a víz tömegtörtje.

A **Gupta** által javasolt összefüggés a 303–336 K hőmérséklet-intervallumban alkalmazható (Heldman, 2003):

$$c_p = 2477 + 2376 \cdot x_w - 3,79 \cdot T, \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.25)$$

Nagyon alacsony zsírtartalmú termékek esetében (Ganea & Cojoc, 2011):

$$c_p = 4190 - 27,65 \cdot (\%Sz.a.), \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.26)$$

Paradicsomból készült termékek esetében (Ganea & Cojoc, 2011):

$$c_p = 4226,7 - 20,9 \cdot (\%Sz.a.) - 10,88 \cdot t, \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.27)$$

Cukoroldatok esetében a szárazanyag (%Sz.a.) és minőség (D , % kifejezve az elért érték) (Ganea & Cojoc, 2011):

$$c_p = 4190 - 0,01 \cdot (\%Sz.a.) \left[\frac{2510}{7,54 \cdot t} + 4,61(100 - D) \right], \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.28)$$

Nyerstészára javasolt összefüggés (Ganea & Cojoc, 2011):

$$c_p = 1675 \cdot (1 + 0,01 \cdot W), \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.29)$$

ahol: W – nedvesség, %.

Az összetételre alapozott empirikus egyenlet (Heldman, 2003):

$$c_p = 4190 - 2765 \cdot x_c - 125 \cdot x_p - 335 \cdot x_zs, \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.30)$$

Chen a következő összefüggést javasolja a fagyasztott élelmiszerek esetében (ASHRE, 2020):

$$c_p = 1550 + 1260 \cdot x_s + x_s \left(\frac{RT_0^2}{M_s T^2} \right), \text{ J/(kg} \cdot \text{K)} \quad (4.31)$$

ahol: x_s – a szilárd anyag tömegtörtje; M_s – az élelmiszer effektív móltömege; T_0 – a víz fagypontja, K; T – az élelmiszer hőmérséklete, K.

Néhány élelmiszer fajlagos hőkapacitását megbecsülhetjük a 4.3. táblázatban megadott összefüggések segítségével (Lewis, 2006; Cristian et al., 2005; Onita & Ivan, 2006; Macovei, 2000; Choi & Okos, 1986; Heldman, 2003; ASHRE, 2020).

4.3. táblázat. Néhány élelmiszer fajlagos hőkapacitása

| Termék | Nedvességtartalom, W , % | Hőmérséklet-intervallum, °C | Fajlagos hőkapacitás összefüggés, J/(kg·K) |
|-------------|----------------------------|-----------------------------|--|
| Golden alma | 87,3 | -1–60 | $941 + 10,72 \cdot t$ |
| Kenyér | | 25–85 | $980 + 4,9 \cdot t$ |
| Sárgarépa | | 20 | $1373 + 28,1 \cdot (W\%)$ |

| Termék | Nedvességtartalom, W, % | Hőmérséklet-intervallum, °C | Fajlagos hőkapacitás összefüggés, J/(kg·K) |
|---------|-------------------------|-----------------------------|--|
| Hagyma | | 20 | $1396 + 27,91 \cdot (W\%)$ |
| Spenót | | 20 | $1342 + 28,56 \cdot (W\%)$ |
| Liszt | <15,9 | 30–95 | $1272 + 53,1 \cdot (W\%)$ |
| Mazsola | 18–80 | 20 | $1400 + 27,8 \cdot (W\%)$ |

4.4.4. Hővezetési tényező

Az anyagok hővezetési tényezője mind mérések (longitudinális hőáramlásos, radiális hőáramlásos, párolgási hőmérési, hőáramsűrűsége alapozott, DSC és más módszerek), mind empirikus összefüggések segítségével meghatározható.

Ahhoz, hogy az élelmiszerek hővezetését meghatározzuk, szükséges az alkotóik hővezetési tényezőjének ismerete. Ilyen adatokat szolgáltat a Choi és Okos (1986) által javasolt 4.4. táblázat. Ehhez, ha hozzátesszük a levegőre érvényes hővezetési tényezőt is, akkor meghatározhatóvá válik a szilárd porózus anyagok hővezetése (Choi & Okos, 1986):

$$\lambda_{\text{levegő}} = 0,0076 + 7,85 \cdot 10^{-4} \cdot t + 0,0156 \cdot \varphi_{\text{levegő}}, \quad W/(m \cdot K) \quad (4.32)$$

ahol: φ – a levegő relatív nedvessége, t – 20 °C körüli hőmérséklet (Rahman, 2009).

4.4. táblázat. Az élelmiszer-összetevők hővezetési tényezője, W/(m·K), -50–150 °C intervallumban (Choi & Okos, 1986)

| Komponens | Összefüggés |
|-----------------|--|
| Protein | $\lambda = 1,7881 \cdot 10^{-1} + 1,1958 \cdot 10^{-3} \cdot t - 2,7178 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$ |
| Zsír | $\lambda = 1,8071 \cdot 10^{-1} - 2,7604 \cdot 10^{-4} \cdot t - 1,7749 \cdot 10^{-7} \cdot t^2$ |
| Szénhidrát | $\lambda = 2,0141 \cdot 10^{-1} + 1,3874 \cdot 10^{-3} \cdot t - 4,3312 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$ |
| Rost | $\lambda = 1,8331 \cdot 10^{-1} + 1,2497 \cdot 10^{-3} \cdot t - 3,1683 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$ |
| Ásványi só/Hamu | $\lambda = 3,2962 \cdot 10^{-1} + 1,4011 \cdot 10^{-3} \cdot t - 2,9069 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$ |
| Víz | $\lambda = 5,7109 \cdot 10^{-1} + 1,7625 \cdot 10^{-3} \cdot t - 6,7036 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$ |

Ezen adatok ismeretében több módszert is alkalmazhatunk (More & Prasad, 1988; Riedel, 1949):

a) *párhuzamos kapcsolat módszere:*

$$\lambda_p = \sum_i \lambda_i \cdot y_i \quad (4.33)$$

ahol: y_i – a komponensek térfogattörtjét a (4.34) összefüggéssel számítjuk ki:

$$y_i = \frac{\frac{x_i}{\rho_i}}{\sum_i \frac{x_i}{\rho_i}} \quad (4.34)$$

ahol: x_i – a komponens tömegtörtje, ρ_i – a komponens sűrűsége.

Porózus anyagok esetében:

$$\lambda = \lambda_s \cdot y_s + \lambda_w \cdot y_w + \lambda_{lev} \cdot y_{lev} \quad (4.35)$$

ahol: az indexként használt S a szilárd anyagot, W a nedvességet, lev a levegőt jelenti.

b) soros kapcsolás:

$$\frac{1}{\lambda_s} = \sum_i \frac{y_i}{\lambda_i} \quad (4.36)$$

Porózus szilárd anyagok esetében:

$$\frac{1}{\lambda} = \frac{y_s}{\lambda_s} + \frac{y_w}{\lambda_w} + \frac{y_{lev}}{\lambda_{lev}} \quad (4.37)$$

c) **Krischer-modell** (Riedel, 1949):

$$\frac{1}{\lambda_{Kr}} = \frac{1}{\frac{1-f_k}{\lambda_p} + \frac{f_k}{\lambda_s}} \quad (4.38)$$

ahol: λ_{Kr} – a Krischer-féle párhuzamos-soros kombinált kapcsolással meghatározott hővezetési tényező; λ_p , λ_s – a párhuzamos, illetve a soros kapcsolással számított hővezetési tényező; f_k – mérésekre alapozott fázis disztribúció.

d) **Koppelman-modell** (More & Prasad, 1988; Riedel, 1949):

$$\lambda_K = \frac{\lambda_{foly} \cdot \left(1 - \sqrt[3]{(y_d)^2} \cdot \left(1 - \frac{\lambda_d}{\lambda_{foly}} \right) \right)}{1 - \sqrt[3]{(y_d)^2} \cdot \left(1 - \frac{\lambda_d}{\lambda_{foly}} \right) \cdot \left[1 - (y_d)^{1/3} \right]} \quad (4.39)$$

ahol: a λ_{foly} , λ_d – a folytonos közeg, illetve a diszperz közeg hővezetési tényezője; y_d – a diszperz közeg térfogattörtje.

Nedvességet tartalmazó anyagok esetében **Maraoulis** a következő összefüggést javasolja (Maroulis & Saravacos, 2003; Minim et al., 2002):

$$\lambda_{Ned} = (1 - y_w) \cdot \lambda_s + y_w \cdot \lambda_w \quad (4.40)$$

ahol: a száraz (sz), illetve a nedves (w) komponensek hővezetési tényezőjét az alábbi **Maxwell-Euken**-modell (Riedel, 1949) alkalmazásával számítjuk ki:

$$\lambda_{M-E} = \lambda_{foly} \cdot \frac{2\lambda_{foly} + \lambda_d - 2 \cdot y_d (\lambda_{foly} - \lambda_d)}{2\lambda_{foly} + \lambda_d + y_d (\lambda_{foly} - \lambda_d)} \quad (4.41)$$

Az **Arrhenius**-összefüggéshez hasonló módon számoljuk ki a hőmérséklet-hatást (Riedel, 1949):

$$\lambda_{sz} = k_0 \cdot \text{Exp}\left[-\frac{E_0}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right)\right] \text{ és } \lambda_w = k_w \cdot \text{Exp}\left[-\frac{E_w}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right)\right] \quad (4.42)$$

Gyakorlat:

Ismerve az élelmiszer összetevőinek sűrűségét, tömegtörtjét és a komponensek hővezetési tényezőjét, határozzuk meg annak hővezetési tényezőjét.

| Komponens | Tömegtört, x, g/g | Sűrűség, ρ , kg/m ³ | Hővezetési tényező, λ , W/(m·K) |
|-----------------|----------------------|--|--|
| Szénhidrát (C) | 0,729 | 1592,9 | 0,233 |
| Protein (P) | 0,022 | 1319,6 | 0,207 |
| Zsír (Zs) | 0,005 | 917,15 | 0,112 |
| Ásványi só (AS) | 0,019 | 2418,2 | 0,363 |
| Víz (W) | 0,225 | 995,7 | 0,610 |

Megoldás:

Először kiszámítjuk a térfogattörtet a (4.34) összefüggéssel:

| Komponens | Sűrűség, kg/m ³ | x_i | y_i |
|-----------------|----------------------------|-------|----------|
| Szénhidrát (C) | 1592,9 | 0,729 | 0,641 |
| Protein (P) | 1319,6 | 0,022 | 0,0236 |
| Zsír (Zs) | 917,15 | 0,005 | 0,007639 |
| Ásványi só (AS) | 2418,2 | 0,019 | 0,011 |
| Víz (W) | 995,7 | 0,225 | 0,3166 |

Alkalmazzuk a párhuzamos kapcsolásos összefüggést (4.33):

$$\lambda_p = \sum_i y_i \cdot \lambda_i = 0,641 \cdot 0,233 + 0,0236 \cdot 0,207 + 0,007639 \cdot 0,112 + 0,011 \cdot 0,363 + 0,3166 \cdot 0,61$$

$$\lambda_p = 0,352 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

Alkalmazzuk a soros kapcsolásos összefüggést (4.36):

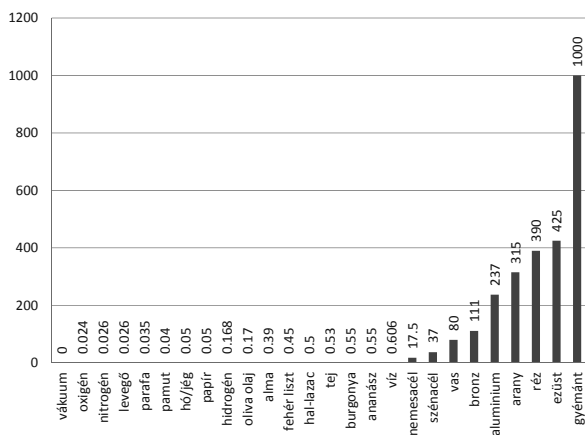
$$\frac{1}{\lambda_s} = \sum_i \frac{y_i}{\lambda_i} = \frac{0,641}{0,233} + \frac{0,0236}{0,207} + \frac{0,007639}{0,112} + \frac{0,011}{0,363} + \frac{0,3166}{0,61}$$

$$\lambda_s = 0,287 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

A **Krischer**-módszert alkalmazva (4.38), feltételezve, hogy az f_k értéke 0,25, a következő eredményt kapjuk:

$$\frac{1}{\lambda_{Kr}} = \frac{1}{\frac{1-f_k}{\lambda_p} + \frac{f_k}{\lambda_s}} = \frac{1}{\frac{1-0,25}{0,352} + \frac{0,25}{0,287}} = 0,333 \text{ W/(m}\cdot\text{K)}$$

A 4.1. ábra néhány ismert anyag szobahőmérsékleten mért hővezetési tényezőjét tartalmazza.



4.1. ábra. Hővezetési tényező értékek (W/(m·K)) szobahőmérsékleten
[www.engineeringtoolbox.com]

4.5. Példák az anyag jellemzésére

4.5.1. A tej tulajdonságainak becslése

A tej négy fontos fizikai tulajdonságának becslésére a 4.5. táblázatban feltüntetett összefüggések alkalmasak, amelyekben a t – hőmérséklet, °C; $X_{sz.a.}$ – a szárazanyag tömegtörtje, kg/kg; X_W – a víz tömegtörtje, kg/kg; X_i – a komponensek tömegtörtje, kg/kg; ρ_W – víz sűrűsége, kg/m³.

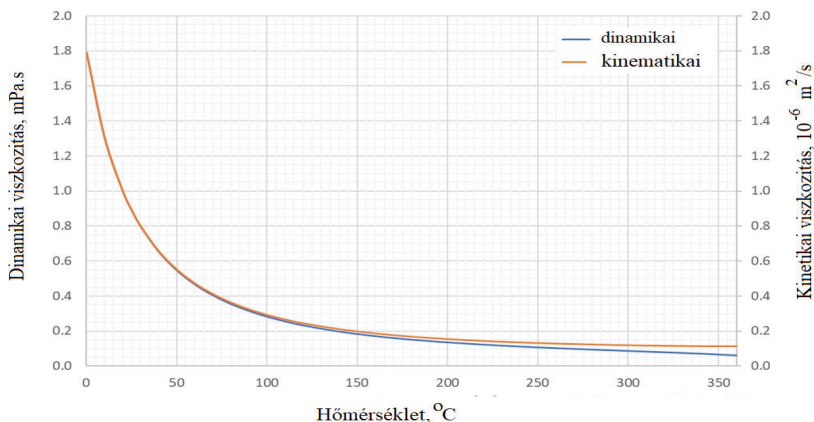
4.5. táblázat. *A tej tulajdonságainak meghatározására alkalmas összefüggések*

| Tulajdonság | Forrás |
|--|------------------------|
| Sűrűség, kg/m³ | |
| $\rho = (1040,7 - 0,2665 \cdot t - 2,3 \cdot 10^{-3} \cdot t^2) - (1,011 + 0,00976 \cdot t - 4,81 \cdot 10^{-5} \cdot t^2) \cdot X_{Zs}$ | (Kessler, 2002) |
| $\rho = 1042,01 - 0,37 \cdot t + 0,00036 \cdot t^2$ | (Minim et al., 2002) |
| Dinamikus viszkozitás, cP | |
| $\eta = (0,9565 - 0,0013 \cdot t + 1,958 \cdot 10^{-4} \cdot t^2) + (0,4766 - 0,01144 \cdot t + 7,2642 \cdot 10^{-5} \cdot t^2) \cdot X_{Zs}$ | (Kessler, 2002) |
| $\eta = \eta_w \cdot \exp\left(\frac{\sum A_i \cdot X_i}{X_w}\right)$ ahol: η_w – a víz dinamikai viszkozitása, cP; $A_{Zs} = 3,46 - 0,025 \cdot t + 1,6 \cdot 10^{-4} \cdot t^2$; $A_p = 15,367 - 0,175 \cdot t + 1,7 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$; $A_c = 3,35 - 0,0238 \cdot t + 1,25 \cdot 10^{-4} \cdot t^2$ | (Morison et al., 2012) |
| Fajlagos hőkapacitás, kJ/(kg·K) | |
| $c_p = 3,7448 + 1,15 \cdot t + 0,00393 \cdot t^2$ | (Minim et al., 2002) |
| $c_p = 1,4017 + 0,0011 \cdot t + 1,18 \cdot X_w + 0,0433 \cdot X_{Zs}$ | (Hu et al., 2009) |
| Hővezetési tényező, W/(m·K) | |
| $\lambda = (0,59 + 0,0012 \cdot t) \cdot (1 - 0,0078 \cdot X_{sz.a.})$ | (More & Prasad, 1988) |
| $\lambda = (326,58 + 1,0412 \cdot t - 0,00337 \cdot t^2) \cdot 0,00173 \cdot (0,46 + 0,54 \cdot X_w)$ | (Riedel, 1949) |
| $\lambda = 0,0163 + 0,0014 \cdot (t + 273) + 0,2 \cdot X_w + 0,04 \cdot X_{Zs}$ | (Minim et al., 2002) |
| $\lambda = 0,528 + 0,00213 \cdot t - 7,32 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 \cdot (1 - 0,843 \cdot X_{Zs} + 0,0019 \cdot t)$ | |

Bővebb információk elérhetők a (Hu & Dickson, 2015), (Rao et al., 2005), (Rahman, 2009), (Maroulis & Saravacos, 2003), (Munir et al., 2015), (ASHRAE, 2017), (DECHEMA, 2004), (Gekas, 1992), (Tschubik & Maslov, 1973), (Stoica et al., 2007) forrásokban.

4.5.2. Hőközvetítő közegként alkalmazott anyagok tulajdonságai

A **hőközvetítők (levegő, víz, vízgőz)** fontosabb tulajdonságait a 4.2. ábra, illetve a 4.6–4.8. táblázatok tartalmazzák.



4.2. ábra. A víz viszkozitásának változása a hőmérséklet függvényében (ETB, 2020)

(https://www.engineeringtoolbox.com/water-dynamic-kinematic-viscosity-d_596.html)

4.6. táblázat. A $p=1$ atm nyomású levegő fontosabb tulajdonságai (ETB, 2020)

| T , K | c_p , kJ/(kg·K) | η , 10 ⁻⁵ Pa·s | λ , W/(m·K) | ρ , kg/m ³ | Prandtl szám |
|------------|----------------------|-----------------------------------|------------------------|-------------------------------|-----------------|
| 275 | 1,0038 | 1,725 | 0,2428 | 1,284 | 0,713 |
| 300 | 1,0049 | 1,846 | 0,2624 | 1,177 | 0,707 |
| 325 | 1,0063 | 1,962 | 0,2816 | 1,086 | 0,701 |
| 350 | 1,0082 | 2,075 | 0,3003 | 1,009 | 0,697 |
| 375 | 1,0106 | 2,181 | 0,3186 | 0,9413 | 0,692 |
| 400 | 1,0135 | 2,286 | 0,3365 | 0,8824 | 0,688 |
| 450 | 1,0206 | 2,485 | 0,3710 | 0,7844 | 0,684 |
| 500 | 1,0295 | 2,670 | 0,4041 | 0,7060 | 0,680 |
| 550 | 1,0398 | 2,849 | 0,4357 | 0,6418 | 0,680 |
| 600 | 1,0511 | 3,017 | 0,4661 | 0,5883 | 0,680 |

(https://www.engineeringtoolbox.com/dry-air-properties-d_973.html)

4.7. táblázat. *A víz gőznyomása és viszkozitása* (ETB, 2020)

| Hőmérséklet, °C | Gőznyomás, Pa | Dinamikai viszkozitás, Pa·s | Kinematikai viszkozitás, 10 ⁻⁵ m ² /s |
|--------------------|------------------|-----------------------------------|---|
| 0,01 | 612 | 0,0017914 | 1,7918 |
| 10 | 1200 | 0,0013060 | 1,3065 |
| 20 | 2300 | 0,0010016 | 1,0035 |
| 25 | 3200 | 0,0008900 | 0,8927 |
| 30 | 4200 | 0,0007972 | 0,8007 |
| 40 | 7400 | 0,0006527 | 0,6579 |
| 50 | 12400 | 0,0005465 | 0,5531 |
| 60 | 19900 | 0,0004660 | 0,4740 |
| 70 | 31200 | 0,0004035 | 0,4127 |
| 80 | 47400 | 0,0003540 | 0,3643 |
| 90 | 70200 | 0,0003142 | 0,3255 |
| 100 | 101000 | 0,0002816 | 0,2938 |

(https://www.engineeringtoolbox.com/water-dynamic-kinematic-viscosity-d_596.html)

4.8. táblázat. *A telített vízgőz termodinamikai tulajdonságai* (ETB, 2020)

| p , bar | T_{forr} , °C | v , m ³ /kg | ρ , kg/m ³ | ΔH_g , kJ/kg | ΔH_{vap} , kJ/kg | ΔH_f , kJ/kg | c_p , kJ/(kg·K) |
|--------------|--------------------|-----------------------------|-------------------------------|-------------------------|-----------------------------|-------------------------|----------------------|
| 1,0 | 99,63 | 1,694 | 0,590 | 2675,43 | 2257,92 | 417,51 | 2,0267 |
| 1,2 | 104,81 | 1,428 | 0,700 | 2683,44 | 2244,08 | 439,36 | 2,0476 |
| 1,4 | 109,32 | 1,236 | 0,809 | 2690,28 | 2231,86 | 458,42 | 2,0673 |
| 1,6 | 113,32 | 1,091 | 0,916 | 2696,25 | 2220,87 | 475,38 | 2,0860 |
| 1,8 | 116,93 | 0,977 | 1,023 | 2701,54 | 2210,84 | 490,70 | 2,1037 |
| 2,0 | 120,23 | 0,885 | 1,129 | 2706,29 | 2201,59 | 504,71 | 2,1208 |
| 3,0 | 133,54 | 0,606 | 1,651 | 2724,66 | 2163,22 | 561,44 | 2,1981 |
| 3,5 | 138,87 | 0,524 | 1,908 | 2731,63 | 2147,35 | 584,28 | 2,2331 |
| 4,0 | 143,63 | 0,462 | 2,163 | 2737,63 | 2132,95 | 604,68 | 2,2664 |
| 4,5 | 147,92 | 0,414 | 2,417 | 2742,88 | 2119,71 | 623,17 | 2,2983 |
| 5,0 | 151,85 | 0,375 | 2,669 | 2747,54 | 2107,42 | 640,12 | 2,3289 |
| 5,5 | 155,47 | 0,342 | 2,920 | 2751,70 | 2095,90 | 655,81 | 2,3585 |
| 6,0 | 158,84 | 0,315 | 3,170 | 2755,46 | 2085,03 | 670,43 | 2,3873 |
| 6,5 | 161,99 | 0,292 | 3,419 | 2758,87 | 2074,73 | 684,14 | 2,4152 |

| p , bar | T_{forr} , °C | v , m ³ /kg | ρ , kg/m ³ | ΔH_g , kJ/kg | ΔH_{vap} , kJ/kg | ΔH_p , kJ/kg | c_p , kJ/(kg·K) |
|--------------|---------------------------|-----------------------------|-------------------------------|-------------------------|------------------------------------|-------------------------|----------------------|
| 7,0 | 164,96 | 0,273 | 3,667 | 2761,98 | 2064,92 | 697,07 | 2,4424 |
| 7,5 | 167,76 | 0,255 | 3,915 | 2764,84 | 2055,53 | 709,30 | 2,4690 |
| 8,0 | 170,42 | 0,240 | 4,162 | 2767,46 | 2046,53 | 720,94 | 2,4951 |
| 9,0 | 175,36 | 0,215 | 4,655 | 2772,13 | 2029,49 | 742,64 | 2,5456 |
| 10 | 179,88 | 0,194 | 5,147 | 2776,16 | 2013,56 | 762,60 | 2,5944 |
| 11 | 184,06 | 0,177 | 5,638 | 2779,66 | 1998,55 | 781,11 | 2,6418 |
| 12 | 187,96 | 0,163 | 6,127 | 2782,73 | 1984,31 | 798,42 | 2,6878 |
| 13 | 191,60 | 0,151 | 6,617 | 2785,42 | 1970,73 | 814,68 | 2,7327 |
| 14 | 195,04 | 0,141 | 7,106 | 2787,79 | 1957,73 | 830,05 | 2,7767 |
| 15 | 198,28 | 0,132 | 7,596 | 2789,88 | 1945,24 | 844,64 | 2,8197 |
| 16 | 201,37 | 0,124 | 8,085 | 2791,73 | 1933,19 | 858,54 | 2,8620 |
| 17 | 204,30 | 0,117 | 8,575 | 2793,37 | 1921,55 | 871,82 | 2,9036 |
| 18 | 207,11 | 0,110 | 9,065 | 2794,81 | 1910,27 | 884,55 | 2,9445 |
| 19 | 209,79 | 0,105 | 9,556 | 2796,09 | 1899,31 | 896,78 | 2,9849 |
| 20 | 212,37 | 0,100 | 10,047 | 2797,21 | 1888,65 | 908,56 | 3,0248 |
| 21 | 214,85 | 0,095 | 10,539 | 2798,18 | 1878,25 | 919,93 | 3,0643 |
| 22 | 217,24 | 0,091 | 11,032 | 2799,03 | 1868,11 | 930,92 | 3,1034 |
| 23 | 219,55 | 0,087 | 11,525 | 2799,77 | 1858,20 | 941,57 | 3,1421 |
| 24 | 221,78 | 0,083 | 12,020 | 2800,39 | 1848,49 | 951,90 | 3,1805 |
| 25 | 223,94 | 0,080 | 12,515 | 2800,91 | 1838,98 | 961,93 | 3,2187 |

(https://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d_457.html)

5. ANYAG- ÉS ENERGIAMÉRLEGEK

Az élelmiszeripari technológiai folyamatokra háromféle üzemmód jellemző:

1. a szakaszos, vagyis tételre/sarzsra gyártás,
2. a folyamatos, és
3. a félfolyamatos, azaz szakaszos műveletek időbeli beosztása annak érdekében, hogy a termékgyártás folytonos legyen.

A szakaszos üzemmódot a tétel/sarzs mennyisége jellemzi, a folyamatos üzemmódra az áramok a jellemzőek. A szakaszos rendszereknél elég nagy a holtidő (az az idő, amikor a készülék nem termel, vagyis vagy töltik, vagy ürítik, vagy tisztítják, vagy éppen vár a következő tételre).

A folyamatos termelési rendszerben folytonosan adagolják az anyagáramokat és vonják el a terméket, mellékterméket, hulladékot képező áramokat. Jellemző továbbá a folyamatos üzemmódra, hogy elég hosszú ideig ki vannak használva a készülékek (évente akár 330 napig), közel a stacionárius (állandósult) állapotban működtetve, így a tisztítás, a karbantartás csak a leállást követően jön számításba. E rendszerek készülékkihasználási tényezője nagyon magas, közel 100%. Az élelmiszeriparban még kevés ilyen rendszer van, de az automatizálás, a számítógépes szabályozás a folyamatos termelési rendszereknek egyre nagyobb lehetőséget biztosítanak, a fertőzésveszély ellenére, a folyamatos üzemmód térhódítására.

Többszakaszos művelet megfelelő kapcsolásának alkalmazásával (tétel időbeli eltolása) lehetséges folyamatos termelést biztosítani, sőt a fordítottja is fellelhető, amikor folyamatos műveletek összességével lehetséges egy tétel feldolgoása. Az elsősre a legismertebb példa a sör előállítás, amikor a szakaszosan végzett cefrézés, komlófőzés és erjesztés biztosítja a folyamatos termelésben a szűrést, a pasztörözést és a töltést. A másikkra példa a tejfeldolgozás tejátvétele. Egy tétel tej átvétele, vagyis a tartályautó tározójából a tejfeldolgozó üzem izoterm tározójába való átvétel feltételezi a folyamatosan működő mérést, szűrést és a hűtési folyamatot.

Ami lehetővé teszi a folyamatos műveletsorban a tételek szakaszos feldolgoását, az a puffertartályok beiktatása. Két puffer között a folyamatot lehet szakaszos üzemmódban vagy folytonos üzemmódban működtetni. A két módozat közötti nagy különbséget az energia- (itt főként a hőre gondolunk) átszarmaztatás képezi. Míg a szakaszos üzemmódnál a hőátbocsátás instacionárius (nem állandósult), a folyamatosnál már lehetséges stacionárius üzemben is dolgozni.

5.1. Anyagmérlegek

Az anyagmérleg a tömegmegmaradás törvényének az alkalmazása:

$$\begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Bent lévő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Bent maradt} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} \quad (5.1.)$$

Az egyenletben szereplő mennyiségek vagy áramok mértékegysége kg vagy kg/s. A különbséget akkumulációnak (A) nevezzük, vagyis:

$$A = \begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Bent maradt} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Bent lévő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} \quad (5.2)$$

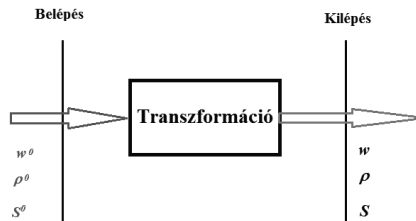
Ennek értelmezése a szakaszos műveleteknél lehet a műveleti veszteség is.

Stacionárius folytonos folyamatok esetében az akkumuláció nulla, tehát:

$$\begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{anyagok} \end{bmatrix} \quad (5.3)$$

5.1.1. Stacionárius anyagmérleg

Legyen egy átalakítási folyamat, amelyben egy áram megy be és egy áram hagyja el a rendszert.



5.1. ábra. Egy átalakítási folyamat sematikus ábrázolása

Ha a folyamat stacionárius, vagyis időben nem észlelünk változást, nincs akkumuláció, akkor az áramra fel lehet írni (lásd az 5.1. ábrán alkalmazott jelöléseket):

$$\dot{m}^o = \dot{m}, \text{ vagyis } \rho^o \cdot w^o \cdot S^o = \rho \cdot w \cdot S \quad (5.4)$$

ahol: a w , ρ és az S a sebességet, a sűrűséget és az áramlási keresztmetszetet jelentik a kezdeti (o), illetve kilépési (felső index nélkül) állapotokon.

5.1.2. Instacionárius állapotú rendszer anyagmérlege

Az instacionárius állapotú rendszerben az **idő is változó**. Az anyagmérleget egy végtelen kis időre, $d\tau$ írjuk fel:

$$\sum_{i=1}^n \rho_i^o w_i^o S^o d\tau + M = \sum_{j=1}^m \rho_j w_j S d\tau + \left(M + \frac{\partial M}{\partial \tau} d\tau\right) \quad (5.5)$$

Az egyenlet első tagjai (a bal és jobb oldalon) a bizonyos $d\tau$ időben belépő, illetve kilépő tömegeket jelentik. Az M a τ időbeli akkumulációt, míg az utolsó tag a $\tau + d\tau$ időben felhalmozódott mennyiséget írja le.

Elvégezve a számításokat, az összefüggés átalakul:

$$\sum_{i=1}^n \rho_i^o w_i^o S^o d\tau = \sum_{j=1}^m \rho_j w_j S d\tau + \frac{\partial M}{\partial \tau} d\tau \quad (5.6)$$

Ha az áramok változók, akkor a w^o és w sebességeket $w = w_i + a_i \cdot \tau$ összefüggésekkel helyettesítjük:

Az A_k célkomponens mérlege:

$$\sum_{i=1}^n \rho_i^o w_i^o S^o X_{A_k}^o = \sum_{j=1}^m \rho_j w_j S X_{A_k} + \frac{\partial M \cdot X_{A_k}}{\partial \tau} \quad (5.7)$$

Az utolsó tagot differenciálva, következik:

$$\sum_{i=1}^n \rho_i^o w_i^o S^o X_{A_k}^o = \sum_{j=1}^m \rho_j w_j S X_{A_k} + X_{A_k} \frac{\partial M}{\partial \tau} + M \frac{\partial X_{A_k}}{\partial \tau} \quad (5.8)$$

Ha a reakciót jelentő tagot is behelyettesítjük, amely az A_k időbeli változást írja le, akkor a következő mérlegegyenletet kapjuk:

$$\sum_{i=1}^n \rho_i^o w_i^o S^o X_{A_k}^o + \frac{\partial n_{A_k}}{\partial \tau} = \sum_{j=1}^m \rho_j w_j S X_{A_k} + X_{A_k} \frac{\partial M}{\partial \tau} + M \frac{\partial X_{A_k}}{\partial \tau} \quad (5.9)$$

Tételre megvalósított művelet esetében az anyagmérleg:

$$m^o = m \quad (5.10)$$

Több beadagolt anyag esetében:

$$\sum_i m_i^o = m \quad (5.11)$$

Ha a veszteséget (m_v) is figyelembe vesszük:

$$\sum_i m_i^o = m + m_v \quad (5.12)$$

Vagyis, ha a veszteséget a belépő anyagmennyiségekre vonatkoztatjuk egyenlő arányt feltételezve (X_v), felírható:

$$\sum_i m_i^o = m + X_v \cdot \sum_i m_i \quad (5.13)$$

Gyakorlat – Instacionárius mérleg megoldása:

Egy változó célkomponenst tartalmazó, $V_\tau = 50 \text{ m}^3/\text{h}$ térfogatáramú feldolgozandó anyagáram egy $V = 500 \text{ m}^3$ úrtartalmú kevert puffertartályba lép be. Az átlagosan 100 ppm célkomponenst tartalmazó áram a tartályból való kilépéskor 100 mg/L nagyságrendű. Határozzuk meg, mekkora lesz a kilépő koncentráció a belépéstől számított fél óra elteltével, ha a belépő áram 100 mg/L-ről 1000 mg/L-re ugrott. A számításban a puffertartályt ideálisan kevertnek tekintjük (Sinnott & Towler, 2009, 2012).

Megoldás:

Írjuk fel az instacionárius anyagmérleget:

$$V_\tau C_1 \cdot \Delta\tau - V_\tau \bar{C} \cdot \Delta\tau = V \cdot (C + \Delta C) - V \cdot C$$

$$\text{Vagyis: } V_\tau (C_1 - \bar{C}) \cdot \Delta\tau = V \cdot \Delta C$$

Ha $\Delta\tau \rightarrow 0$, akkor $\bar{C} \rightarrow C$, és így fel lehet írni:

$$V_\tau (C_1 - C) = V \cdot \frac{\Delta C}{\Delta\tau}$$

Ugyanezt differenciált alakban felírva, majd integrálva a kezdeti és végső határok között megkapjuk az idő és a változó koncentráció közötti összefüggést:

$$V_\tau (C_1 - C) = V \cdot \frac{dC}{d\tau}$$

$$\int_0^\tau d\tau = \frac{V}{V_\tau} \int_{C^o}^C \frac{dC}{C_1 - C}$$

$$\tau = -\frac{V}{V_\tau} \ln \frac{C_1 - C}{C_1 - C^o}$$

Behelyettesítve a példában megadott adatokat, kiszámíthatjuk a kilépő koncentráció értékét fél óra elteltével:

$$0,5 = -\frac{500}{50} \ln \frac{1000 - C}{1000 - 100} \Rightarrow C = 143,89 \text{ mg/L.}$$

5.2. Energiamérleg

Bár az energiát nem tudjuk megfigyelni, közvetett módon mérhetjük és elemezhetjük. Többféle energiaforma ismert: helyzeti vagy potenciális, kinetikai, belső, vegyi, mágneses, elektromos stb. energiák.

A potenciális energiát az m tömegű anyag egy bizonyos ponthoz viszonyított szintje határozza meg ($E_p = m \cdot g \cdot h$), a kinetikai energiát az m tömegű anyag mozgási sebessége ($E_k = m \cdot v^2 / 2$). A belső energia (U) az anyag extenzív tulajdonsága, amit abszolút értékben nem mérhetünk, de a változását (ami független az úttól) meghatározhatjuk a hőmérséklet- és a nyomásváltozás mérésével (a belső energiáját hőcserével és munkavégzéssel változtathatja meg a közeg:

$$dU = dQ - dL = dQ - p dV \quad (5.14)$$

Az élelmiszeripari műveletekben nem minden energiaformának van meghatározó szerepe. Általában egy-két energiaforma dominál, a többi elhanyagolható. Éppen ezért az általános energiamérleg minden esetben konkrét alakot ölt (Singh & Heldman, 2009):

$$E_t = E_p + E_k + E_{el.} + E_{mag.} + E_{vegy.} + \dots + U \quad (5.15)$$

Például, amikor a tejet kádban melegítjük, akkor annak potenciális, kinetikai, elektromos, vegyi energiája nem változik, ellenben belső energiája igen. De ha egy csőkígyó típusú hőcserélőben melegítjük fel a tejet áramoltatás közben, annak energiája az $E_t = E_p + E_k + U$ összefüggésnek megfelelően változik meg.

A termodinamika I. törvénye értelmében az energiát nem tüntethetjük el, és nem is lehet semmiből előteremteni. Ezért egy rendszer esetében felírhatjuk:

$$\left[\begin{array}{c} \text{A rendszerbe belépő} \\ \text{összes energia} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{A rendszert elhagyó} \\ \text{összes energia} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Az összes energia} \\ \text{időbeli változása} \end{array} \right] \quad (5.16)$$

Ezt felírhatjuk még a következő alakban is:

$$\Delta E_{rendszer} = E_{t,be} - E_{t,ki}, \text{ J} \quad (5.17)$$

Áramló közeg esetében, egységnyi időben megtörtént változásra energiaáramot írunk (J/s = W):

$$\Delta \dot{E}_{rendszer} = \dot{E}_{t,be} - \dot{E}_{t,ki}, \text{ W} \quad (5.18)$$

Amikor egy rendszerre felírjuk az energiamérleget, akkor általában csak azokat az energiaféléseket vesszük figyelembe, amelyek mérvadóak az elemzett esetben.

Zárt rendszer esetében a felület nem teszi lehetővé az anyagcserét, ellenben az energiacsere lehetséges mind hő, mind munkavégzés formában. A hőátadással találkozunk a melegítés, a főzés, a sütés, a hűtés, a fagyasztás és más hőcserét feltételező műveletekben (kristályosítás, bepárlás, szárítás, lepárlás stb.). Az

átadott-eltvit hőmennyiséget nem tudjuk közvetlenül mérni, de mivel a hőt a hőmérséklettel szoktuk asszociálni, akkor valójában a hőmérséklet-változáson keresztül megbecsülhető annak mennyisége.

A megbecsüléshez szükség van az anyag állandó nyomású hőkapacitására:

$$C = \left(\frac{dQ}{dT} \right)_p, \text{ J/K} \quad (5.19)$$

Így az átadott/eltvit hőmennyiség:

$$Q = \int_{T_1}^{T_2} C dT, \text{ J} \quad (5.20)$$

Abban az esetben, ha az állandó nyomású fajlagos hőkapacitás:

$$(c_p = \frac{1}{m} \left(\frac{dQ}{dT} \right)_p, \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}) \text{ vagy a moláris hőkapacitás } (c_{m,p} = \frac{1}{n} \left(\frac{dQ}{dT} \right)_p, \text{ J/(mol} \cdot \text{K)})$$

az ismert, az alábbi összefüggésekkel számolunk:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} c_p dT, \text{ J} \quad (5.21)$$

$$Q = n \int_{T_1}^{T_2} c_{m,p} dT, \text{ J} \quad (5.22)$$

Állandó térfogaton az állandó térfogatú fajlagos hőkapacitással dolgozunk. Erről tudni kell, hogy kondenzált rendszerekben nem különbözik az állandó nyomású hőkapacitástól, gázoknál azonban igen.

Abban az esetben, ha a T_1 és a T_2 közötti tartományban a fajlagos hőkapacitás állandónak tekinthető (nem nagy a hőmérsékletváltozás), a hőmennyiség-változást felírhatjuk:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_2 - T_1) = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (5.23)$$

Mivel a Celsius-skálának és a Kelvin-skálának a beosztása megegyezik, vagyis $\Delta T(^{\circ}\text{C}) = \Delta T(\text{K})$, avagy másképp írva $\Delta t = \Delta T$, a két hőmérséklet között cserélt hőmennyiség is megegyező. Abban az esetben, ha a T_1 -t referenciaállapotnak vesszük ($T_1 = 273 \text{ K}$ vagy 0°C), ami jellemző a mérnöki számításokra, a referenciaállapothoz vett hőmennyiség-változást a következőképpen írjuk:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_2 - 273) = m \cdot c_p \cdot t \quad (5.24)$$

Gyakorlat:

A könnyebb érthetőség kedvéért nézzük meg, ez hogyan is alakul azon **tej esetében**, amelynek fajlagos hőkapacitása 20 °C hőmérsékleten 3,85 kJ/(kg·K). A tej 21 °C-ra való melegítésekor kilogrammonként mennyi hőt vesz fel?

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T = 1 \cdot 3,85 \cdot (294 - 293) = 3,85 \text{ kJ}$$

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta t = 1 \cdot 3,85 \cdot (21 - 20) = 3,85 \text{ kJ}$$

Láthatjuk, hogy a kapott érték ugyanaz mindkét számítást alkalmazva.

Ha a referenciaállapotot vesszük alapul, akkor az 1 kg 21 °C hőmérsékletű teje fel lehet írni:

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T = 1 \cdot 3,85 \cdot (T - 273) = 1 \cdot 3,85 \cdot (294 - 273) = 80,85 \text{ kJ}$$

Vagy:

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta t = m \cdot c_p \cdot (t - 0) = 1 \cdot 3,85 \cdot (21 - 0) = 80,85 \text{ kJ.}$$

A munkavégzés a határfelület elmozdítását feltételezi, amely erőbefektetés (F) és megtett út (l) szorzataként számítható ki:

$$L = -\int_1^2 F \cdot dl = -F(l_2 - l_1) = F(l_1 - l_2) \quad (5.25)$$

Abban az esetben, ha a munkát a felületre ható nyomással végeztetjük, akkor a térfogati munka:

$$L = -\int_1^2 F \cdot dl = -\int_1^2 p \cdot A \cdot dl = -\int_1^2 p \cdot dV \quad (5.26)$$

A gravitációs erő ellenében végzett munka esetében felírható:

$$L = \int_1^2 F \cdot dh = \int_1^2 m \cdot g \cdot dh = m \cdot g \cdot \int_1^2 dh = m \cdot g \cdot (h_2 - h_1) = m \cdot g \cdot \Delta h \quad (5.27)$$

A sebesség növelésére elhasznált munka:

$$L = \int_1^2 F \cdot dl = \int_1^2 m \cdot a \cdot dl = \int_1^2 m \cdot \frac{dw}{d\tau} \cdot w \cdot d\tau = m \cdot \int_1^2 w \cdot dw = m \cdot \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \quad (5.28)$$

A súrlódás legyőzésére elhasznált energia:

$$L = -E_{\text{súrl.}} \quad (5.29)$$

Körmozgás által bevitt munka meghatározásakor figyelembe kell vennünk az n fordulatszámú, r sugarú mozgó karra felírható M nyomaték értékét:

$$M = F \cdot r \quad (5.30)$$

Ismerve, hogy az erő és az út szorzata megfelel a munkának, felírható:

$$L = F \cdot 2\pi nr = \frac{M}{r} 2\pi nr = 2\pi nM \quad (5.31)$$

5.2.1. A zárt rendszer energiamérlege

A termodinamika első tételét véve alapul, miszerint zárt rendszer energiaváltozása a hő és munka következménye, felírhatjuk:

$$\Delta E = Q - L \quad (5.32)$$

A teljes energiaváltozás feltételezi a belső, a kinetikai és helyzeti energiaváltozást:

$$\Delta E = \Delta U + \Delta E_k + \Delta E_{hely.} = Q - L \quad (5.33)$$

A munka mérlegét felírhatjuk:

$$L = \int p dV - \Delta E_k - \Delta E_{hely.} - E_{súrl.} \quad (5.34)$$

Vagy:

$$L + E_{súrl.} = \int p dV - \Delta E_k - \Delta E_{hely.} \quad (5.35)$$

Behelyettesítve következik:

$$\Delta U = Q + E_{súrl.} - \int p dV \quad (5.36)$$

Ismerve, hogy $d(pV) = p dV + V dp$, integrálva felírható:

$$\Delta(pV) = \int p dV + \int V dp \quad (5.37)$$

Innen:

$$\int p dV = \Delta(pV) - \int V dp \quad (5.38)$$

Behelyettesítve a belsőenergia-összefüggésbe, felírható:

$$\Delta U + \Delta(pV) = Q + E_{súrl.} + \int V dp \quad (5.39)$$

Ezt még felírhatjuk:

$$(U_2 + p_2 V_2) - (U_1 + p_1 V_1) = Q + E_{súrl.} + \int V dp \quad (5.40)$$

Bevezetve az entalpiafüggvényt (5.41), felírhatjuk:

$$H = U + pV \quad (5.41)$$

$$H_2 - H_1 = Q + E_{súrl.} + \int V dp \quad (5.42)$$

Látható, hogy sűrűdásmentes rendszerben, állandó nyomáson az entalpia-változás megegyezik a hőmennyiséggel. Éppen ezért sokszor az entalpiaváltozás e hőtartalomnak tekinthető:

$$\Delta H = H_2 - H_1 = Q \quad (5.43)$$

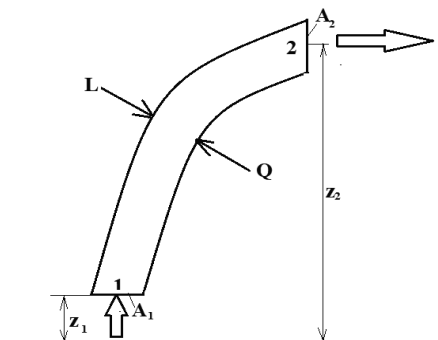
Innen figyelembe véve az entalpia kifejezését, fel lehet írni:

$$Q = \Delta H = \int_1^2 C dT = m \int_1^2 c_p dT \approx m \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T = m \cdot \bar{c}_p \cdot (T - T_{ref}) \quad (5.44)$$

5.2.2. Energiamérleg egy áramcső esetére

Az áramcsőben az elemi térfogat mozgását egy külső nyomóerő biztosítja. Alkalmazva az energiamegmaradás törvényét, az áramló közegekre felírható:

$$\sum \left[\begin{array}{l} A \text{ rendszer által} \\ \text{akkumulált energia} \end{array} \right] = \sum \left[\begin{array}{l} \text{Belépett} \\ \text{energia} \end{array} \right] - \sum \left[\begin{array}{l} \text{Kilépett} \\ \text{energia} \end{array} \right] \quad (5.45)$$



5.2. ábra. A csőben áramló közeg energiacseréje az A_1 és az A_2 keresztmetszetek között

Legyen az 5.2. ábrának megfelelő változó átmérőjű cső, amelyben az 1. és a 2. pont között fluidum áramlik. Az áramló fluidum a környezetével mechanikai (L) és hőenergiát közöl (Q). E két energiafőleségen kívül a rendszerben még a következő energiafajtákról beszélhetünk:

- helyzeti energia, $m \cdot g \cdot z$;

- kinetikai energia, $m \cdot w^2 / 2$;
- belső energia, $m \cdot U_{sp}$; és
- mechanikai munka, $p \cdot V$.

Figyelembe véve a különböző energiatípusokat, felírható az 1 kg tömegű közeg $d\tau$ időegység alatt változó energiameennyiségének a mérlege:

$$\frac{dE}{d\tau} = (U_{sp1} - U_{sp2}) + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2 - w_2^2}{2} \right) + (p_1V_1 - p_2V_2) + L + Q \quad (5.46)$$

Átcsoportosítva és behelyettesítve a belső energiát az entalpiával, felírható:

$$\begin{aligned} \frac{dE}{d\tau} &= (U_{sp1} + p_1V_1) - (U_{sp2} + p_2V_2) + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + L + Q = \\ &= (H_1 - H_2) + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + L + Q \end{aligned} \quad (5.47)$$

Tudva, hogy a belsőenergia-változás a bevitt hőenergiának és a fluidum különböző rétegének sűrűdéséből keletkezett energiának az összege, felírható:

$$U_{sp1} - U_{sp2} = -(Q + E_{súrl.} - \int pdV) \quad (5.48)$$

Ismerve, hogy:

$$\Delta(pV) = p_1V_1 - p_2V_2 = -\left(\int pdV - \int Vdp \right) \quad (5.49)$$

És behelyettesítve az energiamérlegbe, következik:

$$\frac{dE}{d\tau} = -(Q + E_{súrl.} - \int pdV) + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) - \int pdV + \int Vdp + L + Q \quad (5.50)$$

Ahonnán:

$$\begin{aligned} \frac{dE}{d\tau} &= -Q - E_{súrl.} + \int pdV + g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) - \int pdV + \int Vdp + L + Q = \\ &= g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + \int Vdp + L - E_{súrl.} \end{aligned} \quad (5.51)$$

Stacionárius áramlásakor ($\frac{dE}{dt} = 0$) a következő összefüggést kapjuk:

$$g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + \int Vdp + L - E_{súrl.} = 0 \quad (5.52)$$

Ha az áramlás nemcsak stacionárius, hanem izoterm is, és a fluidum összenyomhatatlan, akkor a V konstans, és az összefüggést felírhatjuk:

$$g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + V \cdot (p_1 - p_2) + L - E_{súrl.} = 0 \quad (5.53)$$

Behelyettesítve a fajlagos térfogatot ($V = 1/\rho$), a következő összefüggést kapjuk:

$$g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + \frac{1}{\rho} (p_1 - p_2) + L - E_{súrl.} = 0 \quad (5.54)$$

Beszorozva a sűrűséggel, felírható:

$$\rho \cdot g(z_1 - z_2) + \rho \cdot \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + (p_1 - p_2) + L^* - E_{súrl.}^* = 0 \quad (5.55)$$

ahol: L, L^* – az egységnyi tömeg, illetve térfogat szállításához szükséges energia; $E_{súrl.}, E_{súrl.}^*$ – az egységnyi tömegre, illetve térfogatra viszonyított súrlódási energia.

Ha az áramlás izoterm, súrlódásmentes, és nincs energiacsere a környezettel, akkor:

$$\rho \cdot g(z_1 - z_2) + \rho \cdot \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + (p_1 - p_2) = 0 \quad (5.56)$$

vagy, elosztva a sűrűséggel:

$$g(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + \frac{1}{\rho} (p_1 - p_2) = 0 \quad (5.57)$$

Elosztva g -vel, a már ismertett *Bernoulli-egyenletet* kapjuk:

$$(z_1 - z_2) + \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) \frac{1}{g} + \frac{1}{\rho \cdot g} (p_1 - p_2) = 0 \quad (5.58)$$

Innen kiolvasható, hogy a szállítási magasság egyenlő a geometriai, a dinamikai és a statikus magasság összegével. Beszorozva $\tilde{n} \cdot g$ -vel, az ún. *nyomásformulát* kapjuk:

$$\Delta p = \rho \cdot g \cdot (z_1 - z_2) + \rho \cdot \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + (p_1 - p_2) \quad (5.59)$$

Vízszintes vezetékben, stacionárius áramlaskor, izoterm, összenyomhatatlan közeg esetén felírható:

$$\rho \left(\frac{w_1^2}{2} - \frac{w_2^2}{2} \right) + (p_1 - p_2) = 0 \quad (5.60)$$

Ha a súrlódás nem hanyagolható el (az $E_{súrl.}$ -nak tehát értéke van), és ha az áramlás izoterm, stacionárius és a cső átmérője konstans, akkor felírható:

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho} = E_{súrl.} \Rightarrow \frac{\Delta p}{\rho \cdot g} = \frac{E_{súrl.}}{g} = f \quad (5.61)$$

ahol: f – súrlódási tényező.

Figyelembe véve az (5.53) összefüggést, felírható az egységnyi tömeg szállításához szükséges energia:

$$L = g(z_2 - z_1) + \left(\frac{w_2^2}{2} - \frac{w_1^2}{2} \right) + \frac{1}{\rho} \cdot (p_2 - p_1) + E_{súrl.}, \text{ J/kg} \quad (5.62)$$

A súrlódás legyőzésére használt energia:

$$E_{súrl.} = \frac{\Delta p}{\rho} = 4f \frac{L_{cső}}{d_{cső}} \frac{w^2}{2}, \text{ J/kg} \quad (5.63)$$

A súrlódáson kívül figyelembe vehetők a különböző helyi ellenállások, amelyek általában egy hosszabb hálózatban kisebb értékkel szerepelnek, mint a súrlódási nyomásveszteség.

Az energia ($E_{össz}$), a térfogatáram (\dot{V}), a szivattyúhatásfok (η_G) ismeretében meghatározható a szivattyú teljesítményszükséglete (P):

$$P = \frac{\dot{V} \cdot \Delta p}{\eta_G} = \frac{\rho \cdot E_{össz} \cdot \dot{V}}{\eta_G}, \text{ W} \quad (5.64)$$

5.3. Az anyag- és hőmérleg együttes kezelése

Sokszor egy bizonyos anyagmennyiség meghatározása hőmérleg megoldását is feltételezi, vagyis az ismeretlen mennyiség/áram kiszámítása hőmennyiségek segítségével történhet. Ilyen esetet mutat be a következő példa.

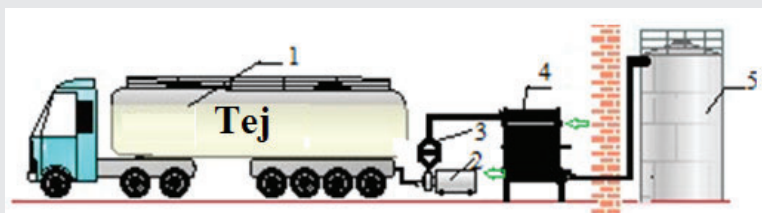
Gyakorlat – A tejátvétel anyagmérlege:

Számítsuk ki a tejátvétel anyagmérlegét, ismerve a következő adatokat: a beszállított tej térfogata 2000 L, sűrűsége 1032 kg/m³, hőmérséklete 8 °C és 100 mg/kg szűrhető szennyeződést tartalmaz.

Megoldás:

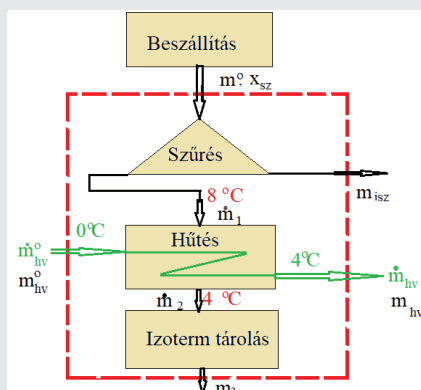
A példa megoldását a tejátvétel problematikájának pontosításaival kell kezdenünk. A tej minőségi elemzése után (csíraszámra utaló mutató, fagypontérték mérése stb.) kerül mennyiségi átvételre oly módon, hogy közben galaktométerrel (szintmérővel) meghatározzák a pontosan átvett mennyiséget, szűrik és hűtik a tejet. A művelet megvalósítására a Tetra Pak (2020) az 5.3. ábrán látható sémát

javasolja. Látható, hogy a tejtávtétel valójában két tározó közé beiktatott készülékek segítségével valósul meg. Amíg a szállítótank kiürül, addig a szivattyú folytonosan szállítja a tejet a csőre szerelt szűrőpatronon keresztül a hűtőbe, amiből kiáramolva a tejtankba tárolódik.



5.3. ábra. A tejtávtétel sémája:

1 – tartálykocsi, 2 – szivattyú, 3 – szűrőpatron/kartus, 4 – tejhűtő, 5 – tejtároló



5.4. ábra. A tejtávtétel bloksémája: m^o – átvett tej mennyisége, m_3 – tározott tej mennyisége, m_{isz} – kiszűrt iszap mennyisége; a ponttal írt m -ek áramot jelképeznek, a pont nélküliek mennyiséget; X_{sz} – egységnyi tej mennyiségében található, kiszűrhető szennyező anyag

Ugyanez a folyamat bloksémán bemutatva az 5.4. ábrán látható. A blokséma valójában nem tartalmazza a szivattyút, annak jelölése nyilakkal van helyettesítve.

A szivattyú valójában a munkáját mind a szívóágban, mind a nyomóágban kifejti, a tejet a szűrőn és a hőcserélőn keresztül egészen a tartály feltöltéséig szállítva. Tehát munkavégzése minimum a szivattyútól a tankba való belépési csomig érvényes.

A tej útját (fekete nyilak) követve látható, hogy egy tétel esetében a feldolgozott anyagmennyiség két részre oszlik: az iszappal kilépett anyagra és a tározott tejre (lásd a piros szaggatott kontúrtól kifele mutató nyilakat).

Ha felírjuk a mérleget a szaggatott kontúrra, és figyelembe vesszük, hogy a kilépő szűrhető szennyeződés magával visz 80%-nyi nedvességet (azaz tejet), valamint eltekintünk a rendszerben (szivattyúban, csövekben és hőcserélőben) visszamaradt tejtől, ki lehet számítani a belépő tej ismeretében a tározott tej mennyiségét a következők szerint:

Legyen a folyamat egyszerűsített formája (fázismérleg):

$$[]_l + [A'']_{sz} \rightarrow []_l + \{ []_{sz} + [] \}_{isz}$$

Nevesítve a fázisokat, a mérleg felírható így is:

$$[Feldolgozott tej] + [Szűrhető szennyeződés a tejben] = [Tározott, szűrt és hűtött tej] + [Tejtartalmú iszap]$$

Ez utóbbi további két részre osztva:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Tejtartalmú} \\ \text{iszap} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Szilárd anyag} \\ \text{mennyiség} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Iszapban} \\ \text{visszatartott tej} \end{array} \right]$$

Tehát a folyamatra felírt anyagmérleg alakja a blokksémán feltüntetett jelöléseket alkalmazva:

$$m_l^o + m_l^o \cdot X_{sz} = m_l + \left[m_l^o \cdot X_{sz} + m_l^{isz} \right]$$

Mivel a tej mennyiségét az iszapban 80%-ra becsültük, fel lehet írni:

$$w^* = \frac{m_l^{isz}}{m_{sz} + m_l^{isz}} \cdot 100 \Rightarrow m_l^{isz} = \frac{m_{sz}}{\frac{100}{w^*} - 1}$$

Számítsuk ki a belépő szilárd anyag mennyiségét:

$$m_{sz}^o = m_l^o \cdot X_{sz} = \rho \cdot V \cdot X_{sz} = 1032 \cdot 2000 \cdot 10^{-3} \cdot 100 \cdot 10^{-6} = 0,2064 \text{ kg}$$

Az iszapban visszatartott tej mennyisége:

$$m_l^{isz} = \frac{m_{sz}}{\frac{100}{w^*} - 1} = \frac{0,2064}{\frac{100}{80} - 1} = 0,8256 \text{ kg}$$

Tehát a tározott tej mennyisége:

$$m_l = m_l^o - m_l^{isz} = 2000 \cdot 10^{-3} \cdot 1032 - 0,8256 = 2063,174 \text{ kg}$$

Összesítve az adatokat, a tejátvétel mérlege az 5.1. táblázatban látható.

5.1. táblázat. A tejátvétel mérlege

| Kezdeti | | | | Végső | | | |
|-------------|----------|-----------|--------|--------------|----------|----------|-----|
| Meny-nyiség | Fázis | m° | X° | Meny-nyiség | Fázis | m | X |
| 1 | l | 2064 | 0,9999 | 1 | l | 2063,174 | 1 |
| | sz | 0,2064 | 0,0001 | 2 | sz | 0,2064 | 0,2 |
| | | | | | l | 0,8256 | 0,8 |
| | Összesen | 2064,2064 | 1 | | Összesen | 1,0320 | 1 |
| | | | | Mindösszesen | | 2064,206 | - |

Felmerül a kérdés, hogyan határozzuk meg a többi anyagmennyiséget vagy áramot? Ahhoz, hogy erre válaszolni tudjunk, meg kell becsülnünk a tejátvétellel idejét. Ezt lehetséges tapasztalati adatokra hivatkozva, vagy alkalmazva a kontinuitástételt a tartályból való kiáramlás csonkjára. Ha a második lehetőséget választjuk, a megoldáshoz ismernünk kell vagy nekünk kell megadnunk a kifolyási sebesség értékét. Tapasztalati adatokra hivatkozva, a tartályból való kifolyási sebesség értéke maximum 0,5 m/s. Példánkban 0,4 m/s-mal számolva, valamint feltételezve, hogy a csonk átmérője $d_b = 48$ mm, a tejátvétel időtartama:

$$\frac{\pi \cdot d^2}{4} w = \frac{V}{\tau} \Rightarrow \tau = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d^2 \cdot w} = \frac{4 \cdot 2}{\pi \cdot 0,048^2 \cdot 0,4} = 2764 \text{ s}$$

Ezt ismerve, az előbb kiszámított mennyiségeket át lehet alakítani tömegáramokra, ami lehetővé teszi az ismeretlenek meghatározását.

A blokk-sémából (5.3. ábra) látható, hogy abban az esetben, ha eltekin-tünk a készülékekben visszamaradt anyagoktól, akkor a szűrési műveletben keletkezett anyagmennyiség megegyezik az átvett tej mennyiségével. Tehát fel lehet írni:

$$\dot{m}_1 = \frac{m_3}{\tau} = \frac{2063,174}{2764} = 0,746 \text{ kg/s}$$

Ismerve, hogy a hőcserélőben az áramok nem keverednek (m_1 és m_2 megegyezik), fel lehet írni a hőmérleget:

$$\dot{m}_1 \cdot c_{p1} \cdot \Delta t_1 = \dot{m}_{hv} \cdot c_{phv} \cdot \Delta t_{hv}$$

Ismerve a két közeg (hűtővíz és teljes tej, TT) tulajdonságait (lásd az 5.2. táblázatot), meg lehet becsülni a hűtővízáram-szükségletet.

5.2. táblázat. Paraméterek a hűtővíz számításához

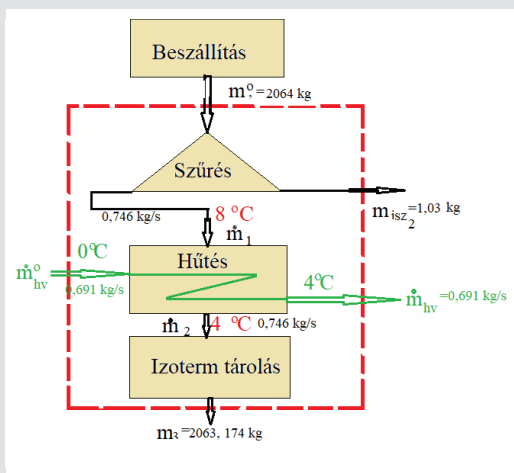
| Áram | Folyamat | t^o , °C | t , °C | $t_{átl}$, °C | c_p , J/(kg·K) | ρ , kg/m ³ |
|--------------------|----------|------------|----------|----------------|------------------|----------------------------|
| 1 TT | ↓ | 8 | 4 | 6 | 3896 | 1042 |
| 2 H ₂ O | ↑ | 0 | 4 | 2 | 4208,5 | 1000 |

Figyelembe véve a fajlagos hőkapacitásokat, kiszámítható a hűtővízáram:

$$\dot{m}_{hv} = \frac{\dot{m}_1 \cdot c_{p1} \cdot \Delta t_1}{c_{phv} \cdot \Delta t_{hv}} = \frac{0,746 \cdot 3896 \cdot (8-4)}{4208,5 \cdot (4-0)} = 0,691 \text{ kg/s}$$

Ez a hűtővízáram nem jelenti azt, hogy szükségünk van $0,691 \cdot 4208,5 \cdot (4-0) = 11632,29 \text{ W}$ hűtőkapacitásra, amit egy hűtőgéppel oldunk meg, hanem azt tudjuk meg a hőmérlegsámítás eredményéből, hogy a tej 4 °C-ra való hűtéséhez maximum $0,691 \cdot 2764 = 1910 \text{ kg}$ víz szükséges, de ezt a hűtőkapacitás függvényében lehet csökkenteni.

Utolsó lépésként a példához tartozó mérlegegyenletek megoldásait az 5.5. ábrán bemutatott blokk-sémán is összesítettük.



5.5. ábra. Az anyagmérleg ábrázolása a blokk-sémán

6. ESETTANULMÁNYOK

6.1. Hőcserélőkkel kapcsolatos számítások

A hőcsere egyike azon műveleteknek, amely minden technológiai folyamatban valamilyen szinten megtalálható. Az ipari hőcserélőkre jellemző többnyire a folytonos üzemű működés, ami azt jelenti, hogy mindkét közeg egyidejűleg van átvezetve a hőcserélőn. Vannak azonban szakaszosan működő hőcserélők is, amelyeket a célközegek fűtésekör vagy hűtésekör használunk. Míg a folyamatosan működő hőcserélők esetében a stacionárius hőátadás a jellemző, addig a szakaszos hőcsere mindig instacionárius.

A szerkezeti anyaguk szempontjából a hőcserélők lehetnek fém, üveg, kerámia, grafit vagy teflon alapúak. A kivitelezés szempontjából beszélhetünk csöves, csőköteges, lemezes, spirállemezes és bordázott hőcserélőkről.

A legegyszerűbb kivitelezésű hőcserélő a **cső a csőben típusú**, ahol két, a végeken összeillesztett koncentrikus cső alakítja ki az áramlási teret. Az egyik közeg a kisebb átmérőjű cső belsejében, a másik a két cső között kialakult ún. köpenytérben áramlik. Az áramlás lehet egyenirányú, amikor egyenáramú működésről beszélünk, vagy ellenkező irányú, amikor ellenáramú hőcseréről beszélünk.

Nagyobb munkára, vagyis nagy hőáram esetén a **csőköteges** és a **lemezes hőcserélők** alkalmasabbak. A csőköteges hőcserélőknél az egyik közeg a párhuzamosan elhelyezett csövekben áramlik, a másik közeg a köpeny és a csövek közti térben. A lemezes hőcserélők esetében mindkét közeg a lemezek közötti, általában téglalap alakú keresztmetszetben áramlik, közrevéve a hőátadást biztosító vékony falú lemezt.

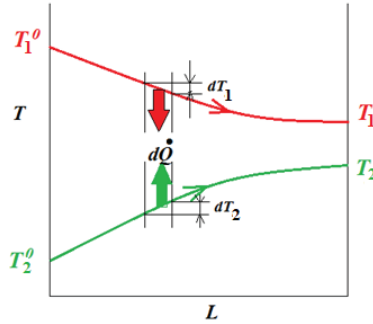
A stacionárius körülményeken nulla veszteséggel végbemenő hőcsere egy bizonyos hőátadási felületet követel meg. Ennek meghatározása érdekében tételezzük fel, hogy a hőcseret egyenáramban valósítjuk meg. A hőmérséklet-lefutási diagram ez esetben a 6.1.1. ábrának megfelelő (Chhabra & Shankar, 2018; Levenspiel, 2014; Shah & Sekulic, 2003).

A felvett és a leadott hőáramot a tömegáramok (m_{τ_1} , m_{τ_2}), a fajlagos hőkapacitások (c_{p1} , c_{p2}) és a hőmérséklet-változások (dT_1 , dT_2) ismeretében felírhatjuk:

$$\dot{Q} = -m_{\tau_1} \cdot c_{p1} \cdot dT_1 = m_{\tau_2} \cdot c_{p2} \cdot dT_2 \quad (6.1.1)$$

Innen kapjuk:

$$dT_1 = -\frac{d\dot{Q}}{m_{\tau_1} \cdot c_{p1}}; \quad dT_2 = \frac{d\dot{Q}}{m_{\tau_2} \cdot c_{p2}} \quad (6.1.2)$$



6.1.1. ábra. A hőlefutási diagram egyenáramban

Vagyis a hajtóerő:

$$d(T_1 - T_2) = dT_1 - dT_2 = -d\dot{Q} \cdot \left(\frac{1}{m_{\tau 1} \cdot c_{p1}} + \frac{1}{m_{\tau 2} \cdot c_{p2}} \right) \quad (6.1.3)$$

Figyelembe véve az átbocsátott hőmennyiséget ($d\dot{Q} = K \cdot \Delta T \cdot dA$), következik:

$$d(T_1 - T_2) = -K \cdot \Delta T \cdot dA \cdot \left(\frac{1}{m_{\tau 1} \cdot c_{p1}} + \frac{1}{m_{\tau 2} \cdot c_{p2}} \right) \quad (6.1.4)$$

Ahonnan:

$$\frac{d(T_1 - T_2)}{\Delta T} = \frac{d(T_1 - T_2)}{T_1 - T_2} = -K \cdot dA \cdot \left(\frac{1}{m_{\tau 1} \cdot c_{p1}} + \frac{1}{m_{\tau 2} \cdot c_{p2}} \right) \quad (6.1.5)$$

Integráljuk:

$$\int_{T_1^o - T_2^o}^{T_1 - T_2} \frac{d(T_1 - T_2)}{T_1 - T_2} = -K \cdot \left(\frac{1}{m_{\tau 1} \cdot c_{p1}} + \frac{1}{m_{\tau 2} \cdot c_{p2}} \right) \cdot \int_0^A dA \quad (6.1.6)$$

Következik:

$$\ln \frac{T_1 - T_2}{T_1^o - T_2^o} = -K \cdot \left(\frac{1}{m_{\tau 1} \cdot c_{p1}} + \frac{1}{m_{\tau 2} \cdot c_{p2}} \right) \cdot A \quad (6.1.7)$$

Ha kifejezzük a cserélt hőáramokból a tömegáram és fajlagos hőkapacitás szorzatokat ($\dot{Q} = m_{\tau 1} \cdot c_{p1} \cdot (T_1^o - T_1)$, illetve $\dot{Q} = -m_{\tau 2} \cdot c_{p2} \cdot (T_2^o - T_2)$), felírható:

$$\begin{aligned} m_{\tau 1} \cdot c_{p1} &= \frac{\dot{Q}}{(T_1^o - T_1)} \\ m_{\tau 2} \cdot c_{p2} &= \frac{\dot{Q}}{(T_2 - T_2^o)} \end{aligned} \quad (6.1.8)$$

Behelyettesítve:

$$\ln \frac{T_1 - T_2}{T_1^o - T_2^o} = -K \cdot \left(\frac{T_1^o - T_1}{\dot{Q}} + \frac{T_2 - T_2^o}{\dot{Q}} \right) \cdot A = -K \cdot A \cdot \frac{(T_1^o - T_2^o) - (T_1 - T_2)}{\dot{Q}} \quad (6.1.9)$$

Átrendezve következik:

$$\dot{Q} = K \cdot A \cdot \frac{(T_1^o - T_2^o) - (T_1 - T_2)}{\ln \frac{T_1^o - T_2^o}{T_1 - T_2}} \quad (6.1.10)$$

Látható, hogy az átadott hőáramot (\dot{Q}) a felület (A), a hőátbocsátási tényező (K) és a hőmérséklet-különbség ($\Delta T_{\text{át}} = \frac{(T_1^o - T_2^o) - (T_1 - T_2)}{\ln \frac{T_1^o - T_2^o}{T_1 - T_2}}$) határozza meg,

vagyis:

$$\dot{Q} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{át}}, \text{ W} \quad (6.1.11)$$

Ezt az összefüggést nevezzük még a **hőcsere alapegyenletének**.

6.1.1. A cső a csőben típusú és a csőköteges hőcserélőkkel kapcsolatos számítások alapjai

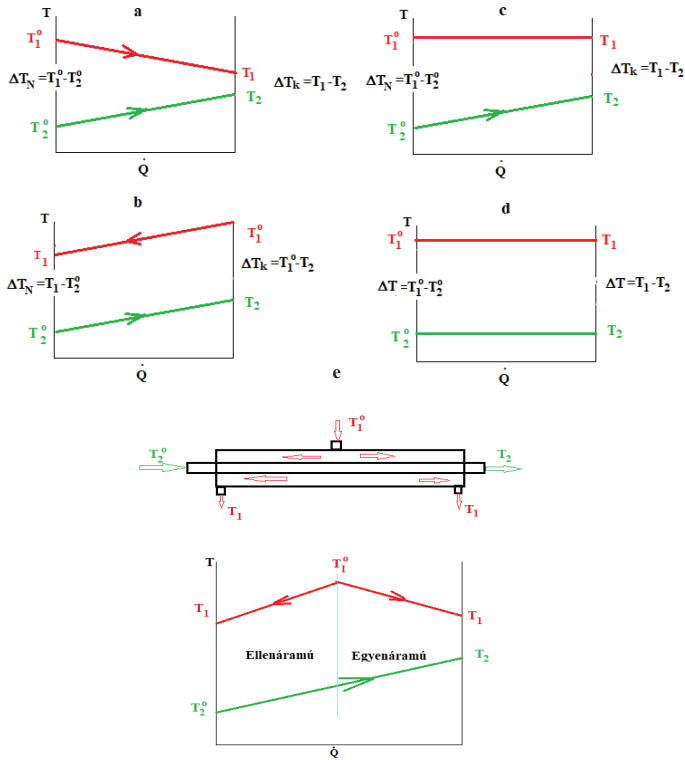
Cső a csőben hőcserélő esetében az egyszerű áramlaskor (lásd a 6.1.2. ábrát egyszeri ellenáram vagy egyenáram) a végeken mért hőmérséklet megközelítés elegendő az **átlagos logaritmikus hőmérséklet-különbség** becslésére. Az összetett áramlású hőcserélők esetében (egyszeri vagy többszöri keresztáram, egyszeri vagy többszöri vegyes áram) szükséges egy hajtóerő-korrigálás. Éppen ezért a végeken mért hőmérséklet-megközelítéssel számított értéket korrigáljuk egy bizonyos faktorttal, amit az áramlás jellege határoz meg.

Ahhoz, hogy a megfelelő hajtóerőt megbecsülhessük, ajánlott a hőmérséklet-lefutási diagram megszerkesztése, minden egyes esetben. Ez feltételezi a $T \leftrightarrow L$ vagy $T \leftrightarrow \dot{Q}$ koordináta-rendszerben megrajzolt hőmérséklet-változást, a két végen lévő hőmérséklet-megközelítés értékének kiszámítását, mint ahogy a 6.1.3. ábra is tükrözi.



6.1.2. ábra. A hőcserélőben áramló közegek viszonya

Megfigyelhető, hogy leszámítva az állandó hőmérséklet-különbségen történő hőcsere esetét, mind az ellen-, mind az egyenáramú hőcsere alkalomával, a hőmérséklet-megközelítési értékeket összehasonlítva beszélhetünk egy nagyobb (ΔT_N) és egy kisebb (ΔT_k) értékről.



6.1.3. ábra. Egyszeri és összetett átáramlási hőcsere hőmérséklet-lefutási diagramjai: a – egyenáram, b – ellenáram, c – kondenzációs hőátadás, d – kondenzációs hőátadás forrásban levő folyadékhoz, e – vegyes áramlás

Ha a végeken mért hőmérséklet-különbségeket vagy megközelítéseket ismerjük, akkor az átlagos hőmérséklet kiszámítható a következő összefüggések egyikeivel (Pavlov et al., 1972; Flynn et al., 2019):

$$\Delta T_{\text{átl}} = \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}} \quad (6.1.12)$$

$$\Delta T_{\text{átl}} = F \cdot \frac{\Delta T_N + \Delta T_k}{2} \quad (6.1.13)$$

Ha a két hőmérséklet-megközelítés közel áll egymáshoz, azaz $\Delta T_N / \Delta T_k \leq 2$, akkor:

$$\Delta T_{\text{átl}} = F \cdot \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}}, \quad (6.1.14)$$

ahol: $F = \frac{\Delta T_{\text{valós}}}{\Delta T_{\text{átl}}}$ az áramló közeg irányváltoztatásától függ (Thulukkanam, 2013).

Ha a tömegáram és fajlagos hőkapacitás szorzatokat C_1 , illetve C_2 -vel jelöljük, a következő összefüggéseket tudjuk felírni:

$$C_1 = m_{\tau 1} \cdot c_{p1}, \text{ J/K} \quad (6.1.15)$$

$$C_2 = m_{\tau 2} \cdot c_{p2}, \text{ J/K} \quad (6.1.16)$$

Ezek nem mások, mint a két közeg hőkapacitás-áramai. Azonos átszarmaztatott hőáram esetében a kisebb hőkapacitással rendelkező áram jobban felmelegszik, míg a nagyobb kevésbé.

A (6.1.11) alapegyenletben szereplő K hőátbocsátási tényező értékét, lerakódás hiányában, az ismert sík falra (6.1.17) vagy hengeres falra (6.1.18) jellemző összefüggésekkel számítjuk (Gavrilă & Zichil, 2000; Chhabra & Shankar, 2018):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} \quad (6.1.17)$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \frac{d_k}{d_b} + \frac{d_k}{2\lambda} \ln \frac{d_k}{d_b} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} \quad (6.1.18)$$

ahol: α_1 – a csőfal egyik oldalán áramló közeg hőátadási tényezője, $\text{W/(m}^2 \cdot \text{K)}$; α_2 – a csőfal másik oldalán áramló közeg hőátadási tényezője, $\text{W/(m}^2 \cdot \text{K)}$; δ – a fal vastagsága, m ; d_k , d_b – a külső, illetve a belső átmérő, m ; λ – a csőfal hővezetési tényezője, $\text{W/(m} \cdot \text{K)}$.

Abban az esetben, ha a célközezből vagy a munkaközezből a felületen lerakódás képződik, azok hatása megjelenik a hőátbocsátási tényező összefüggésében a következőképpen (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Chhabra & Shankar, 2018):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} \quad (6.1.19)$$

ahol: r_1 , r_2 – a munkaközeg, illetve a célközeg felőli ellenállás értéke, $(\text{m}^2 \cdot \text{K})/\text{W}$, amelyek tapasztalati értékei a 6.1.1. táblázatban láthatóak.

A konvekciós hőátadási tényezőket, α , a következő általános összefüggés segítségével számítjuk:

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{x}, \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} \quad (6.1.20)$$

ahol: Nu – a Nusselt-szám; x – a karakterisztikus geometriai méret (csövön belül áramló közegre $x=d$, a köpenyterre az egyenértékű átmérővel dolgozunk); λ – az áramló közeg hővezetési tényezője, $\text{W/(m} \cdot \text{K)}$.

6.1.1. táblázat. *A szennyeződési hőellenállás tapasztalati értékei*
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Közeg | $r, \text{ m}^2\text{K/W}$ | Közeg | $r, \text{ m}^2\text{K/W}$ |
|-----------------------------|----------------------------|--------------------------|----------------------------|
| Csőköteges hőcserélő | | Lemezes hőcserélő | |
| Desztillált víz | 0,00008 | Szennyvíz | 0,00009–0,00017 |
| Tengervíz | 0,00008–0,0002 | Cukorlé | 0,00013–0,00017 |
| Folyóvíz | 0,00036–0,0009 | Sólé | 0,000086 |
| Szennyvíz | 0,0011–0,0015 | Folyóvíz | 0,00004–0,00009 |
| Tiszta vízgőz | 0,00004 | Tiszta víz | 0,000017–0,000043 |
| Fáradt gőz | 0,0025–0,0036 | Fermentlé | 0,000043 |
| Földgáz | 0,0017–0,0022 | Sör | 0,00001–0,00003 |
| Levegő | 0,0017–0,0027 | Tej | 0,00001–0,00003 |
| Sólé | 0,00086 | | |
| Tej | 0,00001–0,00003 | | |

A Nu -számot általában hasonlósági kritériumból felépített hatványfüggvény segítségével határozzuk meg:

- kényszerkonvekcióra: $Nu = C_1 \cdot \text{Re}^m \cdot \text{Pr}^n$ (6.1.21)

- természetes konvekcióra: $Nu = C_2 \cdot \text{Gr}^p \cdot \text{Pr}^q$ (6.1.22)

ahol: az m , n , p és q – kísérletileg meghatározott hatványkitevők; a Re (Reynoldsszám), Pr (Prandtl-szám) és Gr (Grasshoff-szám) – dimenziómentes kritériumok.

A csőben, illetve gyűrűs térben áramló közeg hőátadási tényezőjének meghatározására szolgáló összefüggésekre ad betekintést a 6.1.2. táblázat.

Ha a cső nem kör keresztmetszetű, akkor a d belső átmérő helyett a hidraulikus átmérőt (más néven: egyenértékű átmérőt) használjuk (Gavrilă & Zichil, 2000; Chhabra & Shankar, 2018):

$$d_e = 4 \frac{A_k}{N_k}, \text{ m}, \quad (6.1.23)$$

ahol: A_k – áramlási keresztmetszet, m^2 ; N_k – nedvesített kerület, m .

Abban az esetben, ha a cső nem egyenes, hanem csigamenetes, a hőátadási tényező értékét korrigáljuk az alábbiak szerint (Pavlov et al., 1972):

$$\alpha_{cs.k.} = \alpha \cdot \left(1 + 3,54 \frac{d}{D_{cs.k.}} \right) \quad (6.1.24)$$

6.1.2. táblázat. *Hőátadás kényszerkonvekcióval egyenes csőben áramló közeg esetén* (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Singh & Heldman, 2009; Green & Perry, 1997, 2008; Onita & Ivan, 2006; Macovei, 2000; Maroulis & Saravacos, 2003; Stoica et al., 2007; Pavlov et al., 1972; Chhabra & Shankar, 2018; Levenspiel, 2014; Shah & Sekulic, 2003; Flynn et al., 2019; Heldman, 2007; Thulukkanam, 2013)

| Áramlás jellege | Összefüggés | Megjegyzés |
|-----------------|---|--|
| Lamináris | $Nu = C \cdot Pe^{0,23} \left(\frac{d}{L} \right)^{0,5}$, ahol: $Pe = Re \cdot Pr$ | Felfűtés: $C = 15$ Lehűtés: $C = 11,5$ |
| | $Nu = 3,66 \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | $Pe \cdot \frac{d}{L} \leq 0,1$ |
| | $Nu = 1,62 \cdot \left(Pe \cdot \frac{d}{L} \right)^{0,33}$ | $Pe \cdot \frac{d}{L} \rightarrow \infty$ |
| | $Nu = \left[3,66 + \frac{0,19 \cdot \left(Pe \cdot \frac{d}{L} \right)^{0,8}}{1 + 0,117 \cdot \left(Pe \cdot \frac{d}{L} \right)^{0,467}} \right] \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | Hausen |
| Átmeneti | $Nu = 0,037 \cdot \left[1 + \left(\frac{d}{L} \right)^{0,667} \right] \cdot (Re^{0,75} - 180) \cdot Pr^{0,42} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | $0,6 \leq Pe \leq 600$ $2300 < Re < 10^5$ |

| Áramlás jellege | Összefüggés | Megjegyzés | | | | |
|---|--|---|---------------|--------------|---|---|
| Turbulens | $Nu = 0,023 \cdot f_T \cdot \left[1 + \left(\frac{d}{L} \right)^{0,667} \right] \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$, ahol: | Kutaladze $0,6 \leq Pr \leq 100$ $2 \cdot 10^4 < Re < 2 \cdot 10^6$ | | | | |
| | <table border="1"> <thead> <tr> <th>Folyadékfűtés</th> <th>Folyadékűtés</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td> $f_T = \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,06}$ </td> <td> $f_T = \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$ </td> </tr> </tbody> </table> | | Folyadékfűtés | Folyadékűtés | $f_T = \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,06}$ | $f_T = \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$ |
| | Folyadékfűtés | | Folyadékűtés | | | |
| $f_T = \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,06}$ | $f_T = \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$ | | | | | |
| | | | | | | |
| Turbulens | $Nu = 0,0243 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^n \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$, ahol: | Dietus–Boetler | | | | |
| | <table border="1"> <thead> <tr> <th>Fűtés</th> <th>Hűtés</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td> $n = 0,4$ </td> <td> $n = 0,3$ </td> </tr> </tbody> </table> | | Fűtés | Hűtés | $n = 0,4$ | $n = 0,3$ |
| | Fűtés | | Hűtés | | | |
| $n = 0,4$ | $n = 0,3$ | | | | | |
| | | | | | | |
| Turbulens vízáramlás | $\frac{\alpha}{\rho \cdot w \cdot c_p} \cdot Pr^{0,66} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14} = 0,023 \cdot Re^{-0,2}$ | Colburn $Re_{cső} < 90000$ $L/d > 200$ | | | | |
| | $\alpha = 2400 \cdot (1 + 0,015 \cdot \mathcal{G}) \cdot \left(\frac{w^{0,87}}{d^{0,15}} \right)$, ahol: | | | | | |
| | $\mathcal{G} = 0,9 \cdot t_{viz} + 0,1 \cdot t_{fal}$ | | | | | |
| Turbulens a gyűrűs térben | $\alpha = 1057 \cdot (1,352 + 0,02 \cdot t) \cdot \left(\frac{w^{0,80}}{d^{0,15}} \right)$ | $5 < t < 104 \text{ } ^\circ\text{C}$ | | | | |
| | $Nu = 1,028 \cdot Re^{0,45} \cdot Pr^{0,5} \cdot \left(\frac{d_e}{L} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{D_b}{d_k} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14} \cdot Gr^{0,05}$ | Chen, Hawkins, Solberg | | | | |

A **csőköteges hőcserélők** esetében a csövekben fellépő hőátadási tényezőt a cső a csőben típusú hőcserélőknél ismert összefüggésekkel számítjuk. A köpeny terében az áramlást a beépített terelőlemezek nagyban befolyásolják, amely a hőátadási tényezőre is nagy hatással van. A csövek közötti térben fellépő hőátadási tényezőt az általános Nusselt-összefüggéssel számítjuk (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$Nu = C \cdot Re^{0.6} \cdot Pr^{0.33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^n, \quad (6.1.25)$$

ahol: a Reynolds-szám ($Re = (d_{cs} \cdot w) / \nu$) és a Prandtl-szám ($Pr = (c_p \cdot \eta) / \lambda$) értékeit a közeg átlagos hőmérsékletén; a w sebességet a legszűkebb keresztmetszetben számítjuk; az n kitevő értéke 0, ha nincs terelőlemez, máskor értéke 0,14; a C állandó értéke szintén terelőlemez-függő, amint az a 6.1.3. táblázatból is látható.

6.1.3. táblázat. A (6.1.25) összefüggésben szereplő C együttható értéke a terelőlemez függvényében (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| | | |
|------------------------------|--|---|
| $C = 1,15 \cdot (d_e)^{0.6}$ | $Re = 200 \dots 20000$; $d_e = 0,012 \dots 0,05$ m | A terelőlemez nélküli csövek közel vannak a köpenypalásthoz |
| $C = 2,08 \cdot (d_e)^{0.6}$ | | Körtárcsa terelőlemez |
| $C = 0,23$ | $n = 0,14$ | Szegmens terelőlemez |

A csőkötegre merőlegesen folyó közeg esetében a Nu-szám értékét a 6.1.4. táblázatban feltüntetett összefüggés egyikével számítjuk.

6.1.4. táblázat. A csőkötegre merőlegesen áramló közeg hőátadási tényezőjének becslésére szolgáló összefüggések (Tudose et al., 1990; Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Green & Perry, 1997, 2008; Maroulis & Saravacos, 2003; Stoica et al., 2007; Chhabra & Shankar, 2018; Levenspiel, 2014; Shah & Sekulic, 2003; Flynn et al., 2019; Heldman, 2007; Thulukkanam, 2013; Stephan, 2010; Roetzel et al., 2020)

| Összefüggés | | | | Megjegyzés |
|---|-----|-----|---|--|
| $Nu = 0,26 \cdot Re^{0.65} \cdot Pr^{0.33} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0.25} \cdot \left(\frac{S}{d} \right)^{0.25} \cdot \varepsilon_N$ | | | | Négyzetes csőosztás <i>Ishachenko</i> |
| ahol: S – sorköz, d – csőátmérő, N – öntözött sorszám | | | | |
| N | 1 | 2 | 3 | |
| ε_N | 0,6 | 0,7 | 1 | |

| Összefüggés | Megjegyzés |
|--|--|
| $Nu = 0,41 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{S}{d} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_N$ | Háromszöges csőosztás <i>Ishachenko</i> |

$$Nu = C \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,3} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$$

ahol a C értékek:

| Függ. táv. / d | Vízszintes távolság / d (négyzetes/háromszöges) | | | |
|------------------|---|-------------|-------------|-------------|
| | 1,25 | 2 | 3 | 4 |
| 1,25 | 0,888/0,953 | 0,890/0,937 | 0,880/0,875 | 0,835/0,812 |
| 2 | 0,613/0,686 | 0,613/0,669 | 0,638/0,638 | 0,632/0,611 |
| 3 | 0,427/0,559 | 0,427/0,544 | 0,500/0,506 | 0,504/0,500 |
| 4 | 0,356/0,489 | 0,356/0,488 | 0,421/0,466 | 0,500/0,442 |

Re=2000...4000
Eisheden-Saunders

$$Nu = 0,26 \cdot \beta \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,33}$$

ahol a β értékek:

| Sor | 2 | 4 | 6 | 8 | 10 | 12 |
|---------|-----|-----|------|------|-----|-----|
| β | 0,8 | 0,9 | 0,94 | 0,98 | 1,0 | 1,0 |

Négyzetes elosztás
Colburn

$$Nu = 0,33 \cdot \beta \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,33}$$

ahol a β értékek:

| Sor | 2 | 4 | 6 | 8 | 10 | 12 |
|---------|------|------|------|------|-----|-----|
| β | 0,73 | 0,88 | 0,94 | 0,98 | 1,0 | 1,0 |

Háromszöges elosztás
Colburn

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^n \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}, \text{ ahol:}$$

| Re | C | m | n |
|------------------|-------|-----|------|
| 5000 | 0,5 | 0,5 | 0,38 |
| 1000...200000 | 0,25 | 0,6 | 0,38 |
| 200000...2000000 | 0,023 | 0,8 | 0,37 |

Csőre merőleges áramlás
Shaukauskas

| Összefüggés | | | | | | | Megjegyzés |
|--|----|------|------|------|------|------|---|
| $Nu = C \cdot f \cdot Re^m \cdot Pr^n \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$, ahol: | | | | | | | Nem merőleges, hanem ferde (ϕ) szögben |
| ϕ | 90 | 70 | 60 | 50 | 40 | 30 | |
| f | 1 | 0,99 | 0,95 | 0,86 | 0,75 | 0,63 | |

Abban az esetben, ha gőzfűtést alkalmazunk, a *kondenzációs hőátadási tényező becslésére* többféle összefüggés áll rendelkezésre attól függően, hogy a cső függőleges vagy vízszintes elhelyezését. Ezekbe ad betekintést a 6.1.5. táblázat. Megjegyzendő, hogy az összefüggésekben a karakterisztikus méret a csőhossz vagy a csőátmérő, a hőmérséklet-különbség a kondenzálási hőmérséklet és a falhőmérséklet különbsége, a tulajdonságokat (sűrűség, hővezetési tényező) a kondenzátumra vesszük a kondenzálási hőmérsékletnek megfelelően, az r a kondenzálási hő értéke J/kg-ban kifejezve.

6.1.5. táblázat. Kondenzációs hőátadási tényezők

(Chhabra & Shankar, 2018; Gavrilă & Zichil, 2000; Pavlov et al., 1972; Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Tudose et al., 1990)

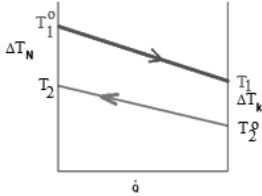
| | Összefüggés | Megjegyzés |
|----------------|---|---|
| | $Nu = 0,943 \cdot \left(\frac{L^3 \cdot g \cdot r \cdot \rho_{kond}^2}{\lambda \cdot \eta_{kond} \cdot \Delta t} \right)^{0,25}$ | L – csőhossz és a karakterisztikus méret $\Delta t = t_{telített} - t_{fal}$ |
| Függőleges cső | $\alpha = 127 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot d}{\eta \cdot G_m}}$ | G_m – kondenzátum tömegárama, kg/s, d – csőátmérő, m |
| | $\alpha = 2954 \left(\frac{d}{G_m} \right)^{0,333}$ | kisnyomású vízgőz esetében |
| Vízszintes cső | $\alpha = 205,4 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot d}{\eta \cdot G_m}}$ | G_m – kondenzátum tömegárama, kg/s, d – csőátmérő, m |
| | $\alpha = 2080 \cdot \left(\frac{L}{G_m} \right)^{0,333}$ | kisnyomású vízgőz esetében |

| | Összefüggés | Megjegyzés |
|----------------|--|---|
| Vízszintes cső | $Nu = 0,76 \cdot \left(\frac{d^3 \cdot g \cdot \rho_{kond}^2}{\eta \cdot (G_m / \pi \cdot d)} \right)^{0,33}$ | d – csőátmérő és a karakterisztikus méret |
| | $Nu = 0,73 \cdot \left(\frac{d^3 \cdot g \cdot r \cdot \rho_{kond}^2}{\lambda \cdot \eta_{kond} \cdot \Delta t} \right)^{0,25}$ | |

A továbbiakban, a 6.1.6. és a 6.1.7. táblázatokban, összesítve megtalálhatóak a cső a csőben típusú, valamint a csőköteges hőcserélő számításakor alkalmazható összefüggések (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Pavlov et al., 1972; Chhabra & Shankar, 2018; Levenspiel, 2014; Shah & Sekulic, 2003; Flynn et al., 2019; Heldman, 2007; Thulukkanam, 2013; Stephan, 2010; Roetzel et al., 2020).

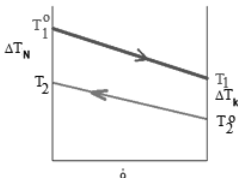
A táblázatos bemutatás valamelyest a számítási sorrendet is tükrözi, ha a feladat egy adott hőátbocsátási munkához a készülék hozzárendelése.

6.1.6. táblázat. Cső a csőben hőcserélő számítási modellje

| | | |
|--|---|---|
| Leadott hőáram | $\dot{Q} = m_{\tau 1} \cdot c_{p1} \cdot (T_1^o - T_1)$, W | |
| Felvett hőáram | $\dot{Q} = -m_{\tau 2} \cdot c_{p2} \cdot (T_2^o - T_2)$, W | |
| Átbocsátott hőáram | $\dot{Q} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{átl}}$, W | |
| Átlagos hajtóerő (átlagos logaritmikus hőmérséklet-különbség) |  | $\Delta T_{\text{átl}} = \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}}$ |
| Választunk csőátmérőket | belső cső: d | külső cső: D |
| Áramlási sebesség a csőben (w_1) és a gyűrűs részben (w_2) | $w_1 = \frac{V_{\tau 1}}{A_{k1}} = \frac{\frac{m_{\tau 1}}{\rho_1}}{0,785 \cdot d_b^2}$ | $w_2 = \frac{V_{\tau 2}}{A_{k2}} = \frac{\frac{m_{\tau 2}}{\rho_2}}{0,785 \cdot (D_b^2 - d_k^2)}$ |

| | | |
|--|---|--|
| Hőátadási tényező a csőben (α_1) | $Re_1 = \frac{\rho_1 \cdot w_1 \cdot d_b}{\eta_1}; Pr_1 = \frac{c_{p1} \cdot \eta_1}{\lambda_1}; Nu_1 = C_1 \cdot Re_1^m \cdot Pr_1^n; \alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_b}$ | |
| Hőátadási tényező a gyűrűs részben (α_2) | $d_e = D_b - d_k; Re_2 = \frac{\rho_2 \cdot w_2 \cdot d_e}{\eta_2}; Pr_2 = \frac{c_{p2} \cdot \eta_2}{\lambda_2}; Nu_2 = C_2 \cdot Re_2^{m'} \cdot Pr_2^{n'};$ $\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_e}$ | |
| Hőátbocsátási tényező (K) | $\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta_{Sz.a.}}{\lambda_{Sz.a.}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}$ | |
| Hőátadási felület (A)/ Csőhossz (L) | $A = \pi \cdot d \cdot L = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta T_{\text{át}}}$ | |
| Csőszűrődési tényezők | $\lambda_{\text{cs}1} = f\left(Re_1, \frac{d_b}{\varepsilon}\right)$ | $\lambda_{\text{cs}2} = f\left(Re_2, \frac{d_e}{\varepsilon}\right)$ |
| Sűrűlási nyomásveszteségek | $\Delta p_1 = \lambda_{\text{cs}1} \cdot \frac{L}{d_b} \cdot \rho_1 \cdot \frac{w_1^2}{2}$ | $\Delta p_2 = \lambda_{\text{cs}2} \cdot \frac{L}{d_e} \cdot \rho_2 \cdot \frac{w_2^2}{2}$ |
| Teljesítményszükséglet | $N_1 = \frac{m_{\tau 1} \cdot \Delta p_1}{\eta_{G1}}$ | $N_2 = \frac{m_{\tau 2} \cdot \Delta p_2}{\eta_{G2}}$ |
| ahol: η_{G1}, η_{G2} - munkagépi hatásfokok. | | |

6.1.7. táblázat. Ellenáramú csőköteges hőcserélő számítási modellje

| | |
|--|--|
| Leadott hőáram | $\dot{Q} = m_{\tau 1} \cdot c_{p1} \cdot (T_1^o - T_1), W$ |
| Felvett hőáram | $\dot{Q} = -m_{\tau 2} \cdot c_{p2} \cdot (T_2^o - T_2), W$ |
| Átbocsátott hőáram | $\dot{Q} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{át}}, W$ |
| Átlagos logaritmikus hőmérséklet-különbség |  $\Delta T_{\text{át}} = \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}}$ |

Választunk áramlási sebességet (w_1) és számítunk csőátmérőt (d_b)

$$d_b = \left(\frac{4}{\pi} \cdot \frac{m_{\tau 1}}{\rho_1} \cdot \frac{1}{w_1} \right)^{0,5}$$

Számítunk Re-számot

$$Re_1 = \frac{\rho_1 \cdot w_1 \cdot d_b}{\eta_1}$$

Ha turbulens az áramlás ($Re_1 > 10^5$), akkor szabványosítjuk a csőátmérőt, ha nem, más sebességet választunk.

Kiszámítjuk a csőszámot

$$n = \frac{\frac{m_{\tau 1}}{\rho_1}}{0,785 \cdot d_b^2 \cdot w_1}$$

Meghatározzuk a szabványosított csőszámot

$n_{szab.}$ – a csőelrendezés és a csőszám függvényében szabjuk meg

Meghatározzuk a köpeny belső átmérőjét, D_b

$D_b = (N_a - 1) \cdot s + d_k + 2 \cdot t$,
ahol: N_a – az átlón lévő csövek száma; s – a csövek közötti távolság, m; d_k – külső átmérő, m; t – a csőköteg és köpeny közötti távolság, m.
Lásd a 6.1.8. táblázatot.

Kiszámítjuk a köpenytéri egyenértékű átmérőt

$$d_e = \frac{D_b^2 - n_{szab.} \cdot d_k^2}{D_b + n_{szab.} \cdot d_k}$$

Kiszámítjuk a köpenytérben az áramlási sebességet

$$w_2 = \frac{\frac{m_{\tau 2}}{\rho_2}}{0,785 \cdot (D_b^2 - n_{szab.} \cdot d_k^2)}$$

Kiszámítjuk a hőátadási tényezőt a csőben (α_1)

$$Re_1 = \frac{\rho_1 \cdot w_1 \cdot d_b}{\eta_1}; Pr_1 = \frac{c_{p1} \cdot \eta_1}{\lambda_1}; Nu_1 = C_1 \cdot Re_1^m \cdot Pr_1^n;$$

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_b}$$

Kiszámítjuk a hőátadási tényezőt a köpenyben (α_2)

$$Re_2 = \frac{\rho_2 \cdot w_2 \cdot d_e}{\eta_2}; Pr_2 = \frac{c_{p2} \cdot \eta_2}{\lambda_2}; Nu_2 = C_2 \cdot Re_2^{m'} \cdot Pr_2^{n'};$$

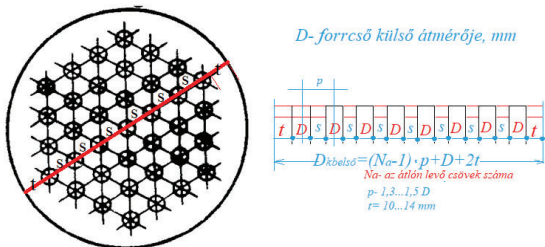
$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_e}$$

| | |
|---|--|
| Kiszámítjuk a hőátbocsátási tényezőt, figyelembe véve a megfelelő ellenállásokat (választott r_1, r_2) | $\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta_{sz.a.}}{\lambda_{sz.a.}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}$ |
| Hőátadási felület | $A = \pi \cdot n_{szab.} \cdot d_k \cdot L = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta T_{\hat{a}tl}}$ |
| Kiszámítjuk a hőcserélő számot | $N_{h\acute{o}cser\acute{e}l\acute{o}}$ Figyelembe vesszük a 6.1.9. táblázatban megengedett csőhosszat. |
| Kiszámítjuk a csősúrlódási tényezőket | $\lambda_{\acute{o}s\ 1} = f\left(\text{Re}_1, \frac{d_b}{\varepsilon}\right) \qquad \lambda_{\acute{o}s\ 2} = f\left(\text{Re}_2, \frac{d_e}{\varepsilon}\right)$ |
| Kiszámítjuk a súrlódási nyomásveszteségek értékeit | $\Delta p_1 = \lambda_{\acute{o}s\ 1} \cdot \frac{L}{d_b} \cdot \rho_1 \cdot \frac{w_1^2}{2} \qquad \Delta p_2 = \lambda_{\acute{o}s\ 2} \cdot \frac{L}{d_e} \cdot \rho_2 \cdot \frac{w_2^2}{2}$ |
| Kiszámítjuk a teljesítmény-szükségletet | $N_1 = \frac{\frac{m_{\varepsilon 1}}{\rho_1} \cdot \Delta p_{1\acute{o}ssz}}{\eta_{G1}} \qquad N_2 = \frac{\frac{m_{\varepsilon 2}}{\rho_2} \cdot \Delta p_{2\acute{o}ssz}}{\eta_{G2}}$ |
| ahol: η_{G1}, η_{G2} – munkagépi hatásfokok. | |

6.1.8. táblázat. *A csőköteges hőcserélők hatszöges csőelrendezése*
(Pavlov et al., 1972)

| A hatszögek száma | A hatszög átlóján lévő csövek száma | Az össz csövek száma | A pótcsővek száma | | | A szegmenseken lévő csövek száma | Össz csőszám |
|-------------------|-------------------------------------|----------------------|-------------------|---|---|----------------------------------|--------------|
| 1 | 3 | 7 | – | – | – | – | 7 |
| 2 | 5 | 19 | – | – | – | – | 19 |
| 3 | 7 | 37 | – | – | – | – | 37 |
| 4 | 9 | 61 | – | – | – | – | 61 |
| 5 | 11 | 91 | – | – | – | – | 91 |
| 6 | 13 | 127 | – | – | – | – | 127 |
| 7 | 15 | 169 | 3 | – | – | 18 | 187 |
| 8 | 17 | 217 | 4 | – | – | 24 | 241 |
| 9 | 19 | 271 | 5 | – | – | 30 | 301 |
| 10 | 21 | 331 | 6 | – | – | 36 | 367 |
| 11 | 23 | 397 | 7 | – | – | 42 | 439 |

| A hatszögek száma | A hatszög átlóján lévő csövek száma | Az össz csövek száma | A pótcsővek száma | | | A szegmensen lévő csövek száma | Össz csőszám |
|-------------------|-------------------------------------|----------------------|-------------------|----|----|--------------------------------|--------------|
| 12 | 25 | 469 | 8 | – | – | 48 | 517 |
| 13 | 27 | 547 | 9 | 2 | – | 66 | 613 |
| 14 | 29 | 631 | 10 | 5 | – | 90 | 721 |
| 15 | 31 | 721 | 11 | 6 | – | 102 | 823 |
| 16 | 33 | 817 | 12 | 7 | – | 114 | 931 |
| 17 | 35 | 919 | 13 | 8 | – | 126 | 1045 |
| 18 | 37 | 1027 | 14 | 9 | – | 138 | 1165 |
| 19 | 39 | 1141 | 15 | 12 | – | 162 | 1303 |
| 20 | 41 | 1261 | 16 | 13 | 4 | 198 | 1459 |
| 21 | 43 | 1387 | 17 | 14 | 7 | 228 | 1615 |
| 22 | 45 | 1519 | 18 | 15 | 8 | 246 | 1765 |
| 23 | 47 | 1657 | 19 | 16 | 9 | 264 | 1921 |
| 24 | 49 | 1801 | 20 | 17 | 10 | 282 | 2083 |
| 25 | 51 | 1951 | 21 | 18 | 11 | 300 | 2251 |



6.1.9. táblázat. Az alátámasztás nélküli megengedett csőhossz a csőköteges hőcserélőben (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| A cső külső átmérője, mm | A megengedett csőhossz, mm | |
|--------------------------|---------------------------------|---|
| | Acél, nikkelt, króm-nikkelt-vas | Alumínium és ötvözetei, réz és ötvözetei, titán, cirkon |
| 20 | 1500 | 1300 |
| 25 | 1800 | 1600 |
| 30 | 2200 | 1900 |
| 38 | 2500 | 2200 |
| 57 | 3100 | 2800 |

6.1.2. Az ellenáramú csőköteges hőcserélő méretezése

A hőcserélő két folyadék között hajtja végre a hőcserét: a meleg közeg a hője legnagyobb részét a csőfalak által közvetve átadja a hideg közegnek. Ahhoz, hogy az átadott, illetve az átvett hőmennyiség felületigényét meg lehessen határozni, szükséges az áramlás jellegének meghatározása. Mint ismeretes, az ellenáram sokkal hatékonyabb, így a két közeget ellenáramlásban vezetjük be a rendszerbe.

Abban az esetben, ha a hőmérsékletek nem adottak, úgy választjuk meg a meleg közeg kilépő hőmérsékletét, hogy az a hideg közeg belépő hőmérsékletéhez képest 5–10 K-kal magasabb legyen, majd meghatározzuk az ismeretlen hőmérsékletet.

Mivel a hőcserélőt nem szigeteljük, figyelembe kell vennünk egy bizonyos hőveszteséget is. Ez általában a belépő meleg közeg hőáramának kb. 1–3%-a, ritkábban 5%-a.

Megrajzoljuk a hőlefutási diagramot, ügyelve, hogy a két görbe ne metszze egymást, majd meghatározzuk a korrekciós tényezőt ($F > 0,75$) és a hajtóerőt:

$$\Delta T_{\text{át}} = F \cdot \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}}$$

Felírjuk a hőmérleget: $\dot{Q} = m_{r1} \cdot c_{p1} \cdot (T_1^o - T_1)$; $\dot{Q} = -m_{r2} \cdot c_{p2} \cdot (T_2^o - T_2)$.

Felírjuk a hőátadás alapegyenletét: $\dot{Q} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{át}}$.

A hőátadási felület tehát: $A = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta T_{\text{át}}}$, m².

A hőátbocsátási tényező meghatározása az alábbi lépéseket magában foglaló, komplexebb számítás révén lehetséges.

Ahhoz, hogy a hőátbocsátási tényező összefüggésében szereplő hőátadási tényezőket (α_1, α_2) kiszámíthassuk, ismerni kell az áramlási viszonyokat. Éppen ezért a hőcseréhez szükséges csőminőséget és csőméretet meg kell határozni. Ez feltételezi a szerkezeti anyag, a megfelelő csőminőség (általában extrudált és nem hegesztett csöveket választunk), valamint a belső/külső átmérő és falvastagság kiválasztását.

A belső átmérő becslésére az alábbi lehetőségek adódnak, ha figyelembe vesszük a terhelés szintjét:

1. *Tapasztalatra alapozott* választás, amikor figyelembe vesszük az ugyanazon technológiában jól bevált hőcserélő csőméretét.

2. A *csőátmérő és csőszám szorzatot* határozzuk meg, majd figyelembe véve a csövek elhelyezését (hexagonális, vagy koncentrikus körös), megbecsüljük a standardban megtalálható csőátmérőt.

3. Változónak tekintjük a csőátmérőt (igaz, nem folytonosan változtatható, hanem a gyártási méret figyelembevételével), és megbecsüljük ennek hatását a hőcserélő árára/tömegére avagy működési költségére. A költségminimum elvét véve alapul meghatározható a megfelelő csőátmérő.

Amikor tapasztalati módszert alkalmazunk, akkor is a méretek meghatározása több döntéshozatalt igényel, amelyhez szükség esetén mindig vissza lehet térni.

Első döntési szint: kiválasztjuk a csövek méretét, azaz az átmérőt és a falvastagságot.

Legyen a legyártott szabványos csőátmérő: $dx\delta$ mm, melynek falvastagsága $\delta_{sz,a}$, m, és anyagának hővezetési tényezője pedig $\lambda_{sz,a}$, W/(m·K). Jó tudni, hogy a csőátmérő méretének növekedésével csökken a cső fajlagos felülete, a súrlódási nyomásvesztés, a hőátbocsátási tényező, de megnő a kötegméret, a hőátadási felület, a hőcserélő tömege és, nem utolsósorban, a beszerzési költsége.

Az átlaghőmérsékleten meghatározzuk a belső csövekben áramló közeg tulajdonságait (ρ , η , λ értékeket).

Második döntési szint: választunk Re-számot a turbulens zónában.

Ismerve a tulajdonságokat és a csőátmérőt, a turbulens tartománybeli Re-számmal kiszámítjuk a közeg áramlási sebességét:

$$w = \frac{\text{Re} \cdot \eta}{d \cdot \rho},$$

amely általában 1,5–2 m/s közötti.

Az áramlási sebesség (w) és a térfogatáram ($V\tau$) ismeretében kiszámítjuk a csövek számát:

$$n = \frac{V\tau}{A_{cs\delta} \cdot w} = \frac{m_{\tau}}{\rho \cdot 0,785 \cdot d_b^2 \cdot w}.$$

Harmadik döntési szint: a belső csövek számára elhelyezési módozatot (hat-szöges, koncentrikus körös stb.) választunk.

Meghatározzuk a hőcserélő csöveinek az elhelyezését (példaként lásd a 6.1.8. táblázatot), korrigáljuk az n értékét: $n_k = n_{szabvány}$.

Kiszámítjuk a korrigált áramlási sebességet (w_{korr}) és a Re-számot (Re_{korr}).

Negyedik döntési szint: $Nu = f(\text{Re}, \text{Pr})$ összefüggést választunk, kiszámítjuk a Nu -számot és belőle a hőátadási tényezőt.

Ötödik döntési szint: csőtávolságot (s) és palásttól való távolságot (t) választunk, majd kiszámítjuk a hőcserélő köpeny átmérőjét: $D_b = (N_a - 1) \cdot s + d_{cs} + 2 \cdot t$, ahol: $s = (1,3 \dots 1,5) \cdot d_{cs\delta}$; $t = 10 \dots 14$ mm; N_a – az átmérőn elhelyezett csövek száma.

Itt az értékek becslésekor jó, ha kiszámítjuk minden egyes döntésünknel az áramlási sebességet is, ami 0,3 m/s-nál nagyobb kell legyen.

Hatodik döntési szint: megválasztjuk a köpeny méretét, a szabványos legyártott csöveket véve alapul.

Kiszámítjuk a köpenytér keresztmetszetét:

$$A_k = \frac{\pi}{4} (D_b^2 - n_{szab.} \cdot d_k^2), \text{ m}^2, \text{ és az abban fellépő sebességet: } w_{k2} = \frac{m_{\tau 2}}{\rho_2} \cdot \frac{1}{A_k}, \text{ m/s.}$$

Kiszámítjuk a köpenytér egyenértékű átmérőjét és a köpenytéri Re-számot:

$$D_e = 4 \cdot \frac{A_k}{N_k} = 4 \cdot \frac{\frac{\pi}{4} (D_b^2 - n_{szab} \cdot d_k^2)}{\pi (D_b + n_{szab} \cdot d_k)} = \frac{D_b^2 - n_{szab} \cdot d_k^2}{D_b + n_{szab} \cdot d_k};$$

$$Re_k = \frac{\rho_2 \cdot w_{k2} \cdot D_e}{\eta_2}.$$

Hetedik döntési szint: köpenytéri $Nu = f(Re, Pr)$ dimenziómentes-szám összefüggést választunk.

Meghatározzuk a Nu -számot és abból a hőátviteli tényező (α_2) értékét:

$$Nu_2 = \frac{\alpha_2 \cdot D_e}{\lambda_2} = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}.$$

A köpenytéri számításokhoz szükséges tulajdonságokat szintén a közeg átlaghőmérsékletén vesszük. A Pr_{fal} érték kiszámításához az átlaghőmérséklet értékét kb. 3–5 °C-kal nagyobbra vesszük (ennyit feltételezünk a film ellenállásának).

Kiszámítjuk a felületre viszonyított hőterhelés értékét, vagyis a hőáramsűrűséget:

$$q_2 = \alpha_2 \cdot (t_2 - t_2^o).$$

Kiszámítjuk a csőfal hőmérsékletét:

$$t_{p1} = t_{p2} + \frac{q_2}{\frac{\lambda_{Sz.a}}{\delta_{Sz.a}}}.$$

Kiszámítjuk a hőáramsűrűség értékét: $q_1 = \alpha_1 \cdot (t_1^o - t_{p1})$.

Ha a két hőáramsűrűség megegyezik ($q_1 = q_2$), akkor a hőmérséklet-lefutás jó. Ha nem, akkor megváltoztatjuk az áramlási körülményeket, azaz új Re -számmal dolgozunk.

Miután megkaptuk a megfelelő K értéket, összehasonlítjuk azt a 6.1.10. táblázat tapasztalati adataival.

Ha elfogadtuk a számított értéket, akkor meghatározható a szükséges felület, majd ennek ismeretében meghatározzuk a hőcserélő hosszát: $L = \frac{A}{\pi \cdot d_m \cdot n}$, m.

Ha a számított hosszúság többszöröse a 6.1.9. táblázatban megszabott értéknek, akkor első lépésben alátámasztást veszünk figyelembe, de ha a hosszúság túllépi a 4...6 métert, akkor inkább több hőcserélő ajánlott.

Nyolcadik döntési szint: hőcserélő hosszúságának kiválasztása.

Miután eldöntöttük, hogy mekkora egy hőcserélő, kiszámítjuk annak a végleges méreteit:

- A hőcserélő hossza (L) egyenlő a csőhossz (L_{cs}) és a két fedőméret (F) összegével, vagyis: $L=L_{cs}+2\cdot F$;
- Ezekhez hozzáadódik még a csonkok hossza, éppen úgy, mint az átmérőhöz a két átellenes fekvésű csonk mérete, ami azt jelenti, hogy a végleges méretek értéke: $L=L_g+2\cdot F+2\cdot H_{csonk}$; $D_{össz}=D_{belső}+2\delta+2\cdot H_{csonk}$.

6.1.10. táblázat. *Tapasztalati hőátbocsátási értékek* (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Közegek | K, W/(m ² K) | |
|---|-------------------------|----------------|
| | Kényszeráramlás | Szabad áramlás |
| Alacsony nyomású gáz-gáz hőátbocsátás | 10–40 | 4–12 |
| Gáz-folyadék közötti hőátbocsátás | 10–60 | 6–20 |
| Kondenzáló gőzök és gáz | 10–60 | 6–12 |
| Folyadék és víz | 800–1700 | 140–340 |
| Kondenzáló gőzök és víz | 800–3500 | 300–1200 |
| Kondenzáló szerves gőzök és folyadék | 120–340 | 60–170 |
| Kondenzáló szerves gőzök és víz | 300–800 | 230–460 |
| Kondenzáló gőzök és forrásban levő folyadékok | – | 300–2500 |
| Víz és víz | | 1300–2800 |
| Gőz és tej | | 1000–1200 |
| Gőz és cukorlé | | 550–850 |

A végleges méretek meghatározása után kiszámítjuk a hőcserélő tömegét is. Természetesen, amikor a csőátmérő paraméterként szerepel a tervezésben, a kiszámított hőcserélőnek meg kell határozni az árát és/vagy a működéséhez szükséges energiaigényét is, amit a nyomásvesztés befolyásol. Majd a költség-csőátmérő összefüggés segítséget nyújt a megfelelő méret meghatározásában. Az ilyen típusú, többször megismételt számításra ajánlott programot szerkeszteni, és számítógépes megoldást és adatfeldolgozást használni.

6.1.3. A lemezes hőcserélőkkel kapcsolatos számítások alapjai

A lemezes hőcserélőkre jellemző, hogy a lemezek közötti áramlás általában turbulens, hisz a lemezek felülete mind az áramvonalak megtörését, mind a lemez tartósságát biztosító hullámosítással vannak kivitelezve (Fonyó & Fábry,

1998, 2004). A kialakított redőknek a dőlésszöge, sűrűsége, mérete mérvadó az áramlás hosszának és irányának, valamint a lokális sebességnek a kialakulását illetően. Éppen ezért a hőátadás meghatározását biztosító dimenziómentes szám összefüggések használata nagy elővigyázatosságot igényel, hisz érvényük a lemezmodellhez kötődik. Ilyen jellegzetes hőátadási tényező becslésére szolgáló összefüggést mutat be a 6.1.11. táblázat.

Amint a 6.1.11. táblázatból is kivehető, a C együttható és az m , n kitevők értékét a redők dőlésszöge és az áramlás jellege befolyásolja. Az általános jellegű összefüggések általában nagyobb hibalehetőséggel számolnak, mint a meghatározott geometriára érvényes képletek, így ajánlott az eredmények felülvizsgálata.

6.1.11. táblázat. *Hőátadási tényező becslésére alkalmas dimenziómentes számokra alapuló összefüggések lemezes hőcserélők esetében*

| Lemez típusa | $Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^n \cdot \Gamma$ | | | | Forrás |
|--------------------|---|-----------------|----------------|--|------------------------------|
| | C | m | n | Γ | |
| | 0,2563 | 0,65 | 0,4 | – | (Buonopane et al., 1963) |
| Általános | 0,15... 0,4 | 0,65... 0,85 | 0,3... 0,45 | $\left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,05...0,15}$ | >400 |
| | | | | | (Stoica et al., 2007) |
| | 0,374 | 0,668 | 0,333 | $\left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,15}$ | >400 |
| Általános V | 0,314 | 0,65 | 0,4 ↗ | – | |
| | 0,314 | 0,65 | 0,3 ↘ | – | |
| Általános hullámos | 0,023 | 0,8 | 0,333 | – | (Maroulis & Saravacos, 2003) |
| | 0,4 | 0,64 | 0,4 | – | (Singh & Heldman, 2014) |
| | 0,273 | 0,65 | 0,4 ↗ | $(W/L)^{0,36}$ | (Kreith, 1999) |
| | 0,273 | 0,65 | 0,3 ↘ | $(W/L)^{0,36}$ | |

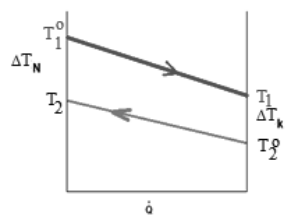
| Lemez típusa | $Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^n \cdot \Gamma$ | | | | Forrás | |
|----------------|---|-------|-----|---|---|----------|
| | C | m | n | Γ | | |
| V alakú 30° | 0,718 | 0,349 | 1/3 | $\left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,17}$ | <10 | |
| | 0,348 | 0,663 | 1/3 | | 10...100 | |
| V alakú 45° | 0,718 | 0,349 | 1/3 | | <10 | |
| | 0,4 | 0,598 | 1/3 | | 10...100 | |
| | 0,3 | 0,663 | 1/3 | | >100 | |
| V alakú 50° | 0,63 | 0,333 | 1/3 | | <20 | |
| | 0,291 | 0,591 | 1/3 | | 20...300 | |
| | 0,13 | 0,732 | 1/3 | | >300 | |
| V alakú 60° | 0,562 | 0,326 | 1/3 | | $\left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,17}$ | <20 |
| | 0,306 | 0,529 | 1/3 | | | 20...400 |
| | 0,108 | 0,703 | 1/3 | | | >400 |
| V alakú 65° | 0,562 | 0,326 | 1/3 | | | <20 |
| | 0,331 | 0,503 | 1/3 | 20...500 | | |
| | 0,087 | 0,718 | 1/3 | >500 | | |

A 6.1.12. táblázat a lemezes hőcserélő számítási modelljét tartalmazza.

6.1.12. táblázat. Lemezes hőcserélő számítási modellje

(Mota et al., 2015; Jackson & Troupe, 1966; Ezgi, 2017; Wang et al., 2007b; Haslego & Polley, 2002; Wright & Heggs, 2002; Dvorák & Vit, 2017; Gut et al., 2004)

| | |
|-------------------------|--|
| Lemezhossz | L , m |
| Lemezszélesség | W , m |
| Lemezköz | δ_{l-k} , m |
| Hasznos lemezfelület | $A_{lemez} = L \cdot W \cdot \varphi$, m ² |
| Áramlási keresztmetszet | $A_k = W \cdot \delta_{l-k}$, m ² |

| | |
|---|---|
| Egyenértékű átmérő | $d_e = \frac{2 \cdot \delta_{l-k}}{\varphi}$, m |
| Leadott hő | $\dot{Q}_1 = m_{\tau 1} \cdot c_{p1} \cdot (t_1^o - t_1)$, W |
| Felvett hő | $\dot{Q}_2 = -m_{\tau 2} \cdot c_{p2} \cdot (t_2^o - t_2)$, W |
| Átadott hőmennyiség | $\dot{Q} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{átl}}$, W |
| Hőátadási felület / Lemezszám | $A = N \cdot A_{\text{lemez}} = N \cdot L \cdot W \cdot \varphi$, m ² , ahol: $\varphi = 1,15 \dots 1,25$ |
| Átlagos logaritmikus hőmérséklet-különbség |  $\Delta t_{\text{átl}} = \Delta T_{\text{átl}} = \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}}$ |
| Áramlási sebességek | $w_1 = \frac{V_{\tau 1}}{A_{k1}} = \frac{\frac{m_{\tau 1}}{\rho_1}}{n_{l-k} \cdot A_k}$ $w_2 = \frac{V_{\tau 2}}{A_{k2}} = \frac{\frac{m_{\tau 2}}{\rho_2}}{n_{l-k} \cdot A_k}$ |
| Re-számok | $Re_1 = \frac{\rho_1 \cdot w_1 \cdot d_e}{\eta_1}$ $Re_2 = \frac{\rho_2 \cdot w_2 \cdot d_e}{\eta_2}$ |
| Nu-számok | $Nu_1 = C \cdot Re_1^m \cdot Pr_1^n$ $Nu_2 = C \cdot Re_2^m \cdot Pr_2^n$ |
| Hőátadási tényezők | $\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_e}$ $\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_e}$ |
| Hőátbocsátási tényező | $\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta_{Sz.a.}}{\lambda_{Sz.a.}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}$ |
| Termikus lemezszám | $N_t = \frac{\dot{Q}_{1/2}}{K \cdot \Delta T_{\text{átl}} \cdot A_{\text{lemez}}}$ |

$$\Delta p_1 = \left[4 \cdot f_1 \cdot \left(\frac{L}{2b} \right) \right] \cdot \frac{G_1^2}{2\rho_1} + \left(\frac{1}{\rho_1^o} - \frac{1}{\rho_1} \right) \cdot G_1^2;$$

$$\Delta p_2 = \left[4 \cdot f_2 \cdot \left(\frac{L}{2b} \right) \right] \cdot \frac{G_2^2}{2\rho_2} + \left(\frac{1}{\rho_2^o} - \frac{1}{\rho_2} \right) \cdot G_2^2; \text{ vagy}$$

$$\Delta p_1 = n \cdot \left[4 \cdot f_1 \cdot \left(\frac{L}{2b} \right) + 2,5 \right] \cdot \rho_1 \cdot \frac{w_1^2}{2};$$

$$\Delta p_2 = n \cdot \left[4 \cdot f_2 \cdot \left(\frac{L}{2b} \right) + 2,5 \right] \cdot \rho_2 \cdot \frac{w_2^2}{2},$$

Nyomásvesztés
a lemezek között

$$\text{ahol: } f_1 = 0,08 \cdot \left(\frac{\rho_1 \cdot \left(\frac{2b}{\varphi} \right) \cdot w_1}{\eta_1} \right)^x;$$

$$f_2 = 0,08 \cdot \left(\frac{\rho_2 \cdot \left(\frac{2b}{\varphi} \right) \cdot w_2}{\eta_2} \right)^x; \text{ vagy}$$

$f = K^* \cdot \text{Re}^x$, amelyben a K^* és x értékeit a 6.1.13. táblázatnak megfelelően választjuk meg.

| | |
|---|---|
| Nyomásvesztés belépéskor és kilépéskor | $\Delta p_{ki-be} = 1,5 \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2} \cdot N_{ki-be}$ |
|---|---|

| | |
|---------------------------------|--|
| Nyomásvesztés a gyűjtőcsőben | $\Delta p = Eu \cdot \rho \cdot w^2$, ahol: $Eu = 4100 \cdot \text{Re}^{-0,55}$ |
|---------------------------------|--|

| | |
|------------------------------|--|
| Teljesítményszükséglet, W | $N_1 = \frac{m_{\tau 1}}{\rho_1} \cdot \sum \Delta p_1; N_2 = \frac{m_{\tau 2}}{\rho_2} \cdot \sum \Delta p_2$ |
|------------------------------|--|

A 6.1.12. táblázatban feltüntetett modell többféleképpen megoldható. Attól függően, hogy milyen konvergenciamódozatot választunk az adott méretű lemezek és megszabott lemezköz esetében, beszélhetünk:

- lemezsám-konvergencia,
- lemezköz-konvergencia,
- hőátbocsátási tényező konvergencia,
- végeken mért kilépő hőmérséklet-érték konvergencia módszerekről.

6.1.13. táblázat. *A K^* és x értékei a lemez hullámaitól függően*

| Lemez hullámai- nak dőlésszöge | K^* | x | Re intervallum | Forrás | |
|-----------------------------------|-------|--------|----------------|------------------------------------|--------------------------|
| 30 ° | 50 | -1 | Re | (Mota et al., 2015) | |
| | 19,4 | -0,589 | 10 < Re < 100 | | |
| | 2,99 | -0,183 | Re | | |
| 45 ° | 47 | -1 | Re | | |
| | 18,29 | -0,652 | 15 < Re < 3 00 | | |
| | 1,441 | -0,206 | Re | | |
| 50 ° | 34 | -1 | Re | (Mota et al., 2015) | |
| | 11,25 | -0,631 | 20 < Re < 300 | | |
| | 0,772 | -0,161 | Re | | |
| 60 ° | 24 | -1 | Re | | |
| | 3,24 | -0,457 | 40 < Re < 400 | | |
| | 0,76 | -0,215 | Re | | |
| > 65 ° | 24 | -1 | Re | (Maroulis & Saravacos, 2003) | |
| | 2,8 | -0,451 | 50 < Re < 5 00 | | |
| | 0,639 | -0,213 | Re | | |
| Általános | 0,08 | -0,25 | Re | | (Stoica et al., 2007) |
| Általános | 0,316 | -0,25 | Re | | |

A 6.1.14. táblázat a lemezköz-konvergenciára alapuló megoldási sorrendet szemlélteti a hatékonyság módszerére alapozva (lásd még a 6.1.4. alfejezetet).

6.1.14. táblázat. *A 6.1.12. táblázatban feltüntetett modell megoldási módozatai***Iteratív számítás a lemezes hőcserélő esetében a hatékonyság módszerét alkalmazva:**

1. Kiszámítjuk a cserélt hőt:

$$\dot{Q}_{cs} = m_{\tau 1} \cdot (c_{p1}^o \cdot t_1^o - c_{p1} \cdot t_1) \text{ vagy } \dot{Q}_{cs} = -m_{\tau 2} \cdot (c_{p2}^o \cdot t_2^o - c_{p2} \cdot t_2).$$

2. Kiszámítjuk az ismeretlen hőmérsékleteket (ha van), az átlaghőmérsékleteket

$$(\bar{t}_1 = 0,5 \cdot (t_1^o + t_1); \bar{t}_2 = 0,5 \cdot (t_2^o + t_2); \bar{t}_{fal} = 0,5 \cdot (\bar{t}_1 + \bar{t}_2)),$$

megrajzoljuk a hőmérséklet-lefutási diagramot, és meghatározzuk a $\Delta t_{\text{át}}$ -t.

**Iteratív számítás a lemezes hőcserélő esetében a hatékonyság módszerét alkalmazva
(folytatás):**

3. Meghatározzuk a közegek tulajdonságait (ρ , c_p , λ , η) az átlaghőmérsékleteken.

4. Kiszámítjuk az áramok víztértékét: $C_1 = m_{\tau 1} \cdot c_{p1}$; $C_2 = m_{\tau 2} \cdot c_{p2}$.

5. Kiszámítjuk a víztértékek arányát: $R = \frac{C_{kicsi}}{C_{nagy}}$.

6. Kiszámítjuk a hőcserélő hatékonyságát: $\varepsilon = \frac{C_1(t_1^o - t_1)}{C_{kicsi}(t_1^o - t_2^o)} = -\frac{C_2(t_2^o - t_2)}{C_{kicsi}(t_1^o - t_2^o)}$.

7. Kiszámítjuk az NTU értéket: $NTU = \frac{h \frac{1 - \varepsilon R}{1 - \varepsilon}}{1 - R}$.

8. Választunk lemezközszámot: n_{1-k} .

9. Kiszámítjuk sorra a sebességeket, Re-számokat, Nu-számokat és a hőátadási tényező értékeit.

10. Kiszámítjuk a hőátbocsátási tényező értékét, figyelembe véve a két közeg által okozott lerakódás ellenállásait:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta_{Sz.a.}}{\lambda_{Sz.a.}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2},$$

ahol: a Sz.a. – szerkezeti anyagra vonatkozik.

11. Kiszámítjuk a lemezek számát, figyelembe véve a φ valós lemezfelületi együtthatót ($\varphi = 1,15 \dots 1,25$):

$$N = \frac{\varepsilon \cdot C_{kicsi}(t_1^o - t_2^o)}{K \cdot A_{lemez} \cdot \varphi \cdot \Delta t_{\hat{a}l}} \quad \text{vagy} \quad N = \frac{NTU \cdot C_{kicsi}}{K \cdot A_{lemez} \cdot \varphi}.$$

12. Felkerekítjük az N értékét.

13. Meghatározzuk a lemezközöket: páros lemezszámnál az egyik nagyobb, mint a másik, páratlannál egyenlők.

14. *Összehasonlítjuk a választott lemezközszámmal*: ha megegyezik, akkor jó, ha nem, akkor visszamegyünk a 8. ponthoz.

6.1.4. A hatékonyság módszere a hőcserével kapcsolatos számításokban

Abban az esetben, ha az a feladat, hogy felmérjük, az adott készülék képes-e az elvégzendő munkára, általában az ún. **hatékonyság módszerét** használjuk (Shah & Sekulic, 2003; Stoica et al., 2007; Maroulis & Saravacos, 2003; Singh & Heldman, 2009). Ez feltételezi a két áramra jellemző vízértékek (C_1 , C_2) becslését, valamint a kisebb/nagyobb vízértékek arányának (R) a kiszámítását:

$$C_1 = \left(\frac{\dot{Q}}{\Delta t} \right)_1 = m_{\tau 1} \cdot c_{p1} \quad , \quad C_2 = \left(\frac{\dot{Q}}{\Delta t} \right)_2 = m_{\tau 2} \cdot c_{p2} \quad (6.1.26 \text{ a, b})$$

$$R = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad (6.1.27)$$

A hőcsere hatékonysági tényezőjének (ε) bevezetésével, amely a pillanatnyi és a maximális hőáram aránya ($\varepsilon = \dot{Q}_p / \dot{Q}_{\max}$), kiszámítható a pillanatnyi hőátvitel (\dot{Q}_p), ha a maximális hőátvitel értéke ismert [lásd a (6.1.29) összefüggést]:

$$\dot{Q}_p = C_1 \cdot (t_1^o - t_1) = C_2 \cdot (t_2 - t_2^o) = \varepsilon \cdot \dot{Q}_{\max} \quad (6.1.28)$$

$$\dot{Q}_{\max} = C_{\min} \cdot (t_1^o - t_2^o) \quad (6.1.29)$$

Bevezetjük az átviteli egységek számát, NTU , amely kiszámítható az A hőátadási felület és a K hőátbocsátási tényező ismeretében [a (6.1.30) összefüggéssel], vagy a feltételezett hajtóerő ($\Delta t_{\text{át}}$) esetében a (6.1.31)–(6.1.33) összefüggéseket használva (Singh & Heldman, 2009; Chhabra & Shankar, 2018; Levenspiel, 2014; Shah & Sekulic, 2003; Flynn et al., 2019; Heldman, 2007; Thulukkanam, 2013):

$$NTU = \frac{K \cdot A}{C_{\min}} \quad (6.1.30)$$

$$NTU_1 = \frac{t_1^o - t_1}{\Delta t_{\text{át}}} \quad (6.1.31)$$

$$NTU_2 = \frac{t_2 - t_2^o}{\Delta t_{\text{át}}} \quad (6.1.32)$$

$$\frac{1}{NTU} = \frac{1}{NTU_1 \cdot \frac{C_1}{C_{\min}}} + \frac{\delta}{\lambda} C_{\min} + \frac{1}{NTU_2 \cdot \frac{C_2}{C_{\min}}} \quad (6.1.33)$$

Ismert NTU lehetővé teszi a hatékonyság meghatározását a 6.1.15. táblázat összefüggései alapján.

6.1.15. táblázat. A hőcserélő hatékonysága és az egységyszám közötti összefüggések (Singh & Heldman, 2009; Heldman, 2007)

| Hőcserélő típusa | $\varepsilon = f(NTU)$ | $NTU = f(\varepsilon)$ |
|--|---|--|
| Cső a csőben, egyenáramban | $\varepsilon = \frac{1 - e^{-NTU(1+R)}}{1+R}$ | $NTU = -\frac{\ln[1 - \varepsilon(1+R)]}{1+R}$ |
| Cső a csőben, ellenáramban | $\varepsilon = \frac{1 - e^{-NTU(1-R)}}{1+R \cdot e^{-NTU(1-R)}}$ | $NTU = \frac{1}{1-R} \ln \frac{1-R \cdot \varepsilon}{1-\varepsilon}$, ha $R < 1$ $NTU = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}$, ha $R = 1$ |
| Lemezes hőcserélő | $\varepsilon = \frac{e^{[(1-R)NTU]} - 1}{e^{[(1-R)NTU]} - R}$ | $NTU = \frac{\ln \frac{1-\varepsilon R}{1-\varepsilon}}{1-R}$ |
| Minden hőcserélő esetében, ha $R=0$ | $\varepsilon = 1 - e^{-NTU}$ | $NTU = -\ln(1-\varepsilon)$ |

Az ε hatékonysági tényező ismeretében a pillanatnyi hőátvitel is kiszámítható. Ennek ismeretében meg lehet becsülni a kilépő hőmérsékleteket, amelyek értékeit elemezve választ lehet adni a feltett kérdésre, hogy képes-e a hőcserélő az elvégzendő munkára:

$$t_1 = t_1^o - \frac{\dot{Q}_p}{C_1} \text{ a meleg közeg esetében, illetve} \quad (6.1.34)$$

$$t_2 = t_2^o + \frac{\dot{Q}_p}{C_2} \text{ a hideg közeg esetében.} \quad (6.1.35)$$

6.1.5. Megoldott számítási példák

6.1.5.1. Cső a csőben típusú hőcserélő méretezésével kapcsolatos számítások

A 3000 kg/h tömegáramú, 4 °C hőmérsékletű pasztőrözött tejet 38 °C beoltási hőmérsékletre melegítünk a rendelkezésre álló 70 °C vízzel, ami 38 °C hőmérsékletre hűl le. Ismerve a tej tulajdonságait (lásd a 6.1.16. táblázatot) és a cső átmérőjét ($d = 50 \times 1,8$ mm), számítsuk ki, milyen hosszú kell legyen a cső a csőben típusú hőcserélő, ha a köpenycső átmérője $D = 75 \times 2$ mm.

6.1.16. táblázat. A tej és a víz tulajdonságai

| Tulajdonság | A tej tulajdonága, $t_2, ^\circ\text{C}$ | | | A víz tulajdonsága, $t_1, ^\circ\text{C}$ | | | A tulajdonságok a fal $37,8 ^\circ\text{C}$ hőmérsékletén | |
|---|---|-------|--------|--|-------|-------|---|------|
| | 4 | 38 | 21 | 70 | 38 | 54 | Tej | Víz |
| $\rho, \text{kg/m}^3$ | 1032 | 1026 | 1030,4 | 981 | 994,7 | 988 | | |
| $\eta, \text{mPa}\cdot\text{s}$ | 2,9 | 1,05 | 1,68 | 0,406 | 0,66 | 0,506 | 1,05 | 0,66 |
| $\lambda, \text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ | 0,54 | 0,586 | 0,563 | 0,661 | 0,628 | 0,647 | | |
| $c_p, \text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ | 3902 | 3912 | 3906,5 | 4208 | 4192 | 4197 | | |

Megoldás:

Írjuk fel a cserélt hőmennyiséget, ha a veszteségtől eltekintünk:

$$\dot{Q}_{\text{felvett}} = m_{\tau 2} \cdot (c_{p2} \cdot t_2 - c_{p2}^o \cdot t_2^o) = \frac{3000}{3600} \cdot (3912 \cdot 38 - 3902 \cdot 4) = 110873 \text{ W}$$

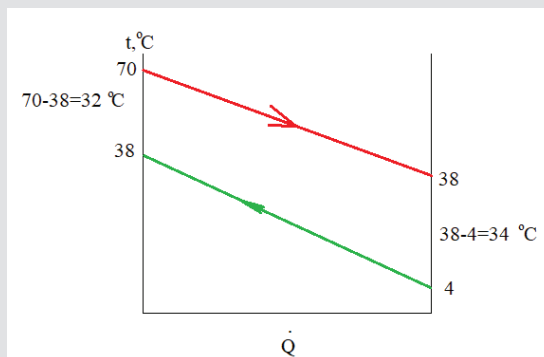
Számítsuk ki a vízszükségletet, ha ismert a víz hőmérséklet-változása ($32 ^\circ\text{C}$):

$$\dot{Q}_{\text{felvett}} = m_{\tau 2} \cdot (c_{p2} \cdot t_2 - c_{p2}^o \cdot t_2^o) = m_{\tau 1} \cdot \bar{c}_{p1} (t_1^o - t_1)$$

$$\text{Innen: } m_{\tau 1} = \frac{\dot{Q}_{\text{felvett}}}{\bar{c}_{p1} (t_1^o - t_1)} = \frac{110873}{4197 \cdot (70 - 38)} = 0,8255 \text{ kg/s.}$$

Számítsuk ki a 6.1.4. ábrán feltüntetett hőmérséklet-lefutási diagram alapján a hajtóerőt:

$$\Delta t_{\text{át}} = \frac{32 + 34}{2} = 33 ^\circ\text{C}$$



6.1.4. ábra. Hőmérséklet-lefutási diagram

Feltételezve, hogy a tej a csőben (2. áram), a víz a köpenyben (1. áram) áramlik, sorra kiszámítjuk az áramlási keresztmetszetet, az áramlási sebességet, az egyenértékű átmérőt, a Re-és a Pr-számokat, majd a Nu-számot (Dietus–Boetler-összefüggéssel) és a hőátadási tényezőket (lásd a 6.1.17. összesítő táblázatot).

Ismerve a hőátadási tényezőket és a 6.1.1. táblázatban feltüntetett ellenállásokat (vízre 0,00008, tejure 0,00002), kiszámítható a hőátbocsátási tényező:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta_{Sz.a.}}{\lambda_{Sz.a.}} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{2512,82} + 0,00008 + \frac{0,0018}{17,5} + 0,00002 + \frac{1}{1704,53} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow K = 842,11 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

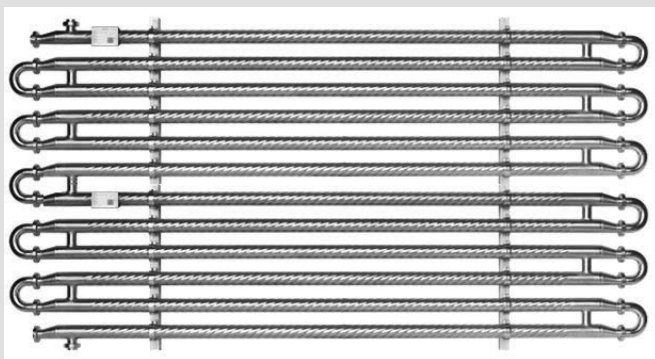
6.1.17. táblázat. Összesítő táblázat

| Fizikai mennyiség | Számítási összefüggések a tejure | Számítási összefüggések a vízre | Értékek | |
|---|--|--|---------|---------|
| | | | Tej | Víz |
| A_{ki}, m^2 | $A_{k2} = 0,785 \cdot d_b^2$ | $A_{k1} = 0,785 \cdot (D_b^2 - d_k^2)$ | 0,00169 | 0,00199 |
| $w_r, \text{m/s}$ | $w_2 = \frac{m_{\tau 2}}{\rho_2} \cdot \frac{1}{A_{k2}}$ | $w_1 = \frac{m_{\tau 1}}{\rho_1} \cdot \frac{1}{A_{k1}}$ | 0,478 | 0,419 |
| d_{ei}, m | $d_{e2} = d_b$ | $d_{e1} = D_b - d_k$ | 0,0464 | 0,021 |
| Re-szám | $\text{Re}_2 = \frac{\rho_2 \cdot w_2 \cdot d_{e2}}{\eta_2}$ | $\text{Re}_1 = \frac{\rho_1 \cdot w_1 \cdot d_{e1}}{\eta_1}$ | 13603 | 17180,6 |
| Pr-szám | $\text{Pr}_2 = \frac{c_{p2} \cdot \eta_2}{\lambda_2}$ | $\text{Pr}_1 = \frac{c_{p1} \cdot \eta_1}{\lambda_1}$ | 11,65 | 3,28 |
| Nu-szám (turbulens) | $Nu = 0,0243 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^n \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ ahol: $n=0,3$ (hűtés) vagy $n=0,4$ (melegítés) | | 140,48 | 81,56 |
| $\alpha_i, \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$ | $\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_{e2}}$ | $\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_{e1}}$ | 1704,53 | 2512,82 |

A hőtadáshoz szükséges hőcserélő hossza:

$$L = \frac{\dot{Q}_{\text{felvett}}}{\pi d \cdot K \cdot \Delta t_{\text{itt}}} = \frac{110873}{3,14 \cdot 0,05 \cdot 842,11 \cdot 33} = 25,1 \text{ m}$$

Ha a hőcserélőt 2, 1...2,2 m-es csőhosszak egymásra építésével oldjuk meg, akkor 12 darab egymásra helyezett csőidom szükséges, melyek a 6.1.5. ábrán látható módon fognak elhelyezkedni.



6.1.5. ábra. Cső a csőben típusú hőcserélők elhelyezése

6.1.5.2. Csőköteges hőcserélő számítása

A 283 K hőmérsékletű, 20000 kg/h tömegáramú savó 313 K fokra való melegítésére 358 K hőmérsékletű vizet használunk, amely 338 K hőmérsékletre hűl le. A melegítést 16×2 mm átmérőjű nemesacél csöveket tartalmazó csőköteges hőcserélőben végezzük. Ismerve a 2 m hosszú csövek anyagának hővezetési tényezőjét, 17 W/(m·K), és a közegek közepes hőmérsékleten vett tulajdonságait (lásd a 6.1.18. táblázatban), számítsuk ki a vízszükségletet, ha a hőveszteség 2%, a szükséges hőátbocsátási felületet és a hőcserélők számát.

6.1.18. táblázat. A savó és a víz tulajdonságai

| Közeg | \bar{T}_i , K | ρ , kg/m ³ | c_p , J/(kgK) | λ , W/(mK) | η , mPa · s | $10^6 \nu$, m ² /s | Pr |
|-------|--------------------|-------------------------------|--------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------------------|-------|
| 1 | 298 | 1027 | 4082 | 0,541 | 1,647 | 1,61 | 12,42 |
| 2 | 348 | 977 | 4193,5 | 0,666 | 0,377 | 0,385 | 2,37 |

Megoldás:

a) A vízszükségletet a hőmérleghől számítjuk ki:

$$\dot{m}_{\text{vöz}} \cdot \bar{c}_{\text{pvöz}} \cdot (T_{\text{vöz}}^o - T_{\text{vöz}}) = \dot{m}_{\text{savó}} \cdot \bar{c}_{\text{psavó}} \cdot (T_{\text{savó}} - T_{\text{savó}}^o) + \frac{2}{100} \cdot \dot{m}_{\text{vöz}} \cdot \bar{c}_{\text{pvöz}} \cdot (T_{\text{vöz}}^o - T_{\text{vöz}})$$

Innen:

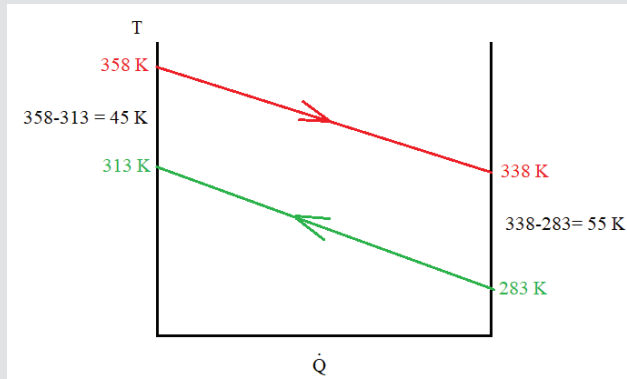
$$\dot{m}_{\text{vöz}} = \frac{\dot{m}_{\text{savó}} \cdot \bar{c}_{\text{psavó}} \cdot (T_{\text{savó}} - T_{\text{savó}}^o)}{0,98 \cdot \bar{c}_{\text{pvöz}} \cdot (T_{\text{vöz}}^o - T_{\text{vöz}})} = \frac{20000}{3600} \cdot 4082 \cdot (313 - 283) = 8,276 \text{ kg/s}$$

b) A szükséges felületet a hőcserélő alapegyenletével határozzuk meg. A cserélt hőáram:

$$\dot{Q}_{cs} = \dot{m}_{\text{savó}} \cdot \bar{c}_{\text{psavó}} \cdot (T_{\text{savó}} - T_{\text{savó}}^o) = \frac{20000}{3600} \cdot 4082 \cdot (313 - 283) = 680,332 \text{ kW}$$

Az ellenáramban működtetett hőcsere végeken mért hőmérséklet-megközelítése alapján (lásd a 6.1.6. ábrát) kiszámítjuk a közepes hőmérséklet-különbséget:

$$\Delta T_{\text{átl}} = \frac{\Delta T_N - \Delta T_k}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_k}} = \frac{55 - 45}{\ln \frac{55}{45}} = 49,83 \text{ K} \approx 50 \text{ K}$$



6.1.6. ábra. A hőmérséklet-lefutási diagram

A felület meghatározása feltételezi a hőátbocsátási tényező ismeretét is. Mivel ez nem ismert, az alábbiakban kétféle megközelítő megoldással és a hatékonyság módszerével számítva határozzuk meg az értékét.

1. Módszer:

Ez a megközelítő megoldás feltételezi, hogy választunk egy f-f rendszerre érvényes, magas hőátbocsátási tényezőt biztosító áramlást. Ezzel meghatározzuk a csövek számát, majd azok hatszöges elhelyezési módszerét véve figyelembe, kiszámítjuk a K értékét és a szükséges felületet. Ebből az utóbbiból pedig a hőcserélők számát.

A célközegünk a savó, így ennek választunk egy turbulensnek megfelelő áramlási sebességet:

$$w = \frac{\text{Re} \cdot \eta}{d_b \cdot \rho} = \frac{18000 \cdot 0,001647}{0,012 \cdot 1027} = 2,4 \text{ m/s.}$$

Alkalmazva a kontinuitástételt, fel lehet írni:

$$\dot{m} = N \cdot 0,785 \cdot d_b^2 \cdot w \cdot \rho$$

Innen a csövek száma:

$$N = \frac{\dot{m}}{0,785 \cdot d_b^2 \cdot w \cdot \rho} = \frac{\frac{20000}{3600}}{0,785 \cdot 0,012^2 \cdot 2,4 \cdot 1027} = 19,93.$$

Figyelembe véve a hatszöges elrendezést (lásd a 6.1.8. táblázatot), lekerekítjük a csövek számát 19-re. Így az átlón öt darab cső van. Ezek ismeretében ki lehet számítani a csövekben fellépő áramlási sebességet:

$$w_{\text{kor}} = \frac{\dot{m}}{N \cdot 0,785 \cdot d_b^2 \cdot \rho} = \frac{\frac{20000}{3600}}{19 \cdot 0,785 \cdot 0,012^2 \cdot 1027} = 2,52 \text{ m/s.}$$

Az áramlási Re-szám:

$$\text{Re}_{\text{kor}} = \frac{\rho \cdot w_{\text{kor}} \cdot d}{\eta} = \frac{1027 \cdot 2,52 \cdot 0,012}{1,647 \cdot 10^{-3}} = 18846$$

Kiszámítjuk a köpenyátmérőt. Ehhez először vegyük a hatszöges elrendezésből eredő értéket, ahol mind a s , mind a t értéket minimálisra vesszük:

$$D_b = (N_a - 1) \cdot d_k \cdot s + d_k + 2 \cdot t = (5 - 1) \cdot 0,016 \cdot 1,3 + 0,016 + 2 \cdot 0,01 = 0,119 \text{ m}$$

Ezt követően kiszámítjuk a *Saravacos* által ajánlott összefüggéssel is:

$$D_b = d_k \cdot \left(\frac{N}{0,32} \right)^{0,47} = 0,016 \cdot \left(\frac{19}{0,32} \right)^{0,47} = 0,109 \text{ m}$$

$$\frac{D_b}{d_k} = \left(\frac{N}{0,319} \right)^{0,466} = \left(\frac{19}{0,319} \right)^{0,466} = 6,716 \Rightarrow D_b = 6,716 \cdot 0,016 = 0,107 \text{ m}$$

Választunk egy ehhez az értékekhez közel álló szabványosított csőátmérőt: 114,3x2,11 mm (ANSI/ASME 36.19M – Stainless Steel Pipe). Így a köpeny belső átmérője: $D_b = 114,3 - 2 \cdot 2,11 = 110$ mm.

Az ennek megfelelő áramlási keresztmetszet:

$$A_{k.v.} = 0,785 \cdot (D_b^2 - N \cdot d_k^2) = 0,785 \cdot (0,110^2 - 19 \cdot 0,016^2) = 5,68 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

A nedvesített kerület:

$$N_{k.v.} = \pi \cdot (D_b + N \cdot d_k) = 3,14 \cdot (0,110 + 19 \cdot 0,016) = 1,3 \text{ m}$$

A köpenytér egyenértékű átmérője tehát:

$$D_e = 4 \cdot \frac{A_{k.v.}}{N_{k.v.}} = 4 \cdot \frac{5,68 \cdot 10^{-3}}{1,3} = 1,747 \cdot 10^{-2} \text{ m.}$$

A köpenytéri áramlási sebessége:

$$w_v = \frac{\dot{m}_{v\acute{z}}}{\rho_{v\acute{z}} \cdot A_{k.v.}} = \frac{8,276}{977 \cdot 5,68 \cdot 10^{-3}} = 1,49 \text{ m/s.}$$

A Re-szám a köpenytérben:

$$Re_{v\acute{z}} = \frac{\rho_{v\acute{z}} \cdot w_v \cdot D_e}{\eta_{v\acute{z}}} = \frac{977 \cdot 1,49 \cdot 0,01747}{0,377 \cdot 10^{-3}} = 67457,8.$$

Számítsuk ki a két térben fellépő áramlásnak megfelelő Nu-számokat:

$$Nu_s = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} = 0,023 \cdot 18846^{0,8} \cdot 12,42^{0,4} = 166,12$$

$$Nu_{v.k.} = 0,4 \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{\rho \cdot w \cdot D_e}{\eta} \right)^{0,6} \cdot Pr^{0,33} = 0,4 \cdot 0,6 \cdot \left(\frac{977 \cdot 1,49 \cdot 0,01747}{0,000377} \right)^{0,6} \cdot 2,37^{0,33} = 251,9$$

Számítsuk ki a megfelelő hőátadási tényezőket:

$$\alpha_s = \frac{Nu_s \cdot \lambda_s}{d_b} = \frac{166,12 \cdot 0,541}{0,012} = 7489,24 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

$$\alpha_{v.k.} = \frac{Nu_{v.k.} \cdot \lambda_{v\acute{z}}}{D_e} = \frac{251,9 \cdot 0,666}{0,01747} = 9604,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Mindezeket ismerve, kiszámítható a hőátbocsátási tényező értéke:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_s} + \frac{\delta}{\lambda_{NA}} + \frac{1}{\alpha_{v.k.}} = \frac{1}{7489,24} + \frac{0,002}{17} + \frac{1}{9604,6} \Rightarrow K = 2814,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Most kiszámítható a hőátadási felület:

$$A = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta T_{\acute{a}l}} = \frac{680332}{2814,6 \cdot 50} = 4,83 \text{ m}^2$$

Ismerve a felületet, ki lehet számítani a szükséges hőcserélőszámot:

$$N_{hs.} = \frac{A}{N \cdot \pi \cdot d_k \cdot L} = \frac{4,83}{19 \cdot 3,14 \cdot 0,016 \cdot 2} = 2,53 \approx 3 \text{ darab.}$$

A hőátadás biztosítására tehát szükség van 3 darab kétméteres hőcserélőre.

A bemutatott számításokat Excel-programban dolgozva is megvalósíthatjuk, melyeknek eredményeit a 6.1.19. táblázat tartalmazza.

6.1.19. táblázat. Az 1. módszerrel való számítás eredményei az Excel-programból

| Alkalmazott összefüggés | Választott / számított érték | Korrigált érték |
|---|------------------------------|-----------------|
| Re-választás: | 18000 | |
| $w_1 = \frac{\text{Re} \cdot \eta}{d_b \cdot \rho}$ | 2,40 | |
| $N = \frac{m_\tau}{0,785 \cdot d_b^2 \cdot \rho_1 \cdot w_1}$ | 19,93 | |
| A hatszöges elhelyezésű összes csőszám, $N_{szab} =$ | 19 | |
| Az átlón elhelyezett csövek száma, $N_a =$ | 5 | |
| $w_{1,korr} = \frac{m_\tau}{N_{szab} \cdot 0,785 \cdot d_b^2 \cdot \rho_1}$ | | 2,518 |
| $\text{Re}_{1korr} = \frac{\rho_1 \cdot w_{1korr} \cdot d_b}{\eta_1}$ | | 18846,44 |
| $Nu_1 = 0,023 \cdot \text{Re}_{1korr}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4}$ | 165,83 | |
| $\alpha_1 = \frac{Nu_1 \cdot \lambda_1}{d_b}$ | 7476,1 | |
| $D_b = (N_a - 1) \cdot s \cdot d_k + d_k + 2 \cdot t$ | 0,1192 | |
| Szabványosítás: 114 x 2,0 mm | | |
| $D_b =$ | | 0,11000 |
| $A_{k2} = 0,785 \cdot (D_{b,szab}^2 - N_{szab} \cdot d_k^2)$ | 0,00568 | |

| Alkalmazott összefüggés | Választott / számított érték | Korrigált érték |
|---|------------------------------|-----------------|
| $N_{k2} = \pi \cdot (D_{b, szab} + N_{szab} \cdot d_k)$ | 1,29996 | |
| $D_e = 4 \cdot \frac{A_{k2}}{N_{k2}}$ | 0,01748 | |
| $w_2 = \frac{m_{\tau 2}}{\rho_2 \cdot A_{k2}}$ | 1,49 | |
| $Re_2 = \frac{\rho_2 \cdot w_2 \cdot D_e}{\eta_2}$ | 674578,1 | |
| $Nu_2 = 0,4 \cdot \varepsilon \cdot Re_2^{0,6} \cdot Pr_2^{0,33}$ | 252,29 | |
| $\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{D_e}$ | 9613,69 | |
| $K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{sz.a.} + \frac{1}{\alpha_2}}$ | 2813,53 | |
| $A = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta T_{atl}}$ | 4,85 | |
| $N_{hsz} = \frac{A}{N_{szab} \cdot \pi \cdot d_k \cdot L}$ | 2,54 | |
| A szükséges hőcserélők száma: | | 3 |

2. Módszer:

Választunk egy turbulens tartománybeli Re-számot: $Re = 18000$.

Kiszámítjuk a közeg áramlási sebességét:

$$w = \frac{Re \cdot \eta}{d \cdot \rho} = \frac{18000 \cdot 0,001647}{0,012 \cdot 1027} = 2,4 \text{ m/s}$$

Kiszámítjuk az áramló közeg térfogatáramát:

$$V_{\tau} = \frac{\dot{m}}{\rho_s} = \frac{20000}{1027} = 0,00541 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

A sebesség és a térfogatáram ismeretében kiszámítjuk a csövek számát:

$$N = \frac{V_{\tau}}{A_{cs} \cdot w} = \frac{V_{\tau}}{0,785 \cdot d_2^2 \cdot w} = \frac{0,00541}{0,785 \cdot 0,012^2 \cdot 2,4} = 19,94.$$

A legközelebbi értéket véve figyelembe (lásd a 6.1.8. táblázatot), látható, hogy a 19 csőnek hatszöges elhelyezésében az átlóra 5 cső kerül.

Kiszámítjuk a hőcserélő köpenyének a belső átmérőjét:

$$D_b = (N_a - 1) \cdot s \cdot d_k + d_k + 2t = (5 - 1) \cdot 1,3 \cdot 0,016 + 0,016 + 2 \cdot 0,01 = 0,1192 \text{ m}$$

Kiválasztjuk a 114,32,1 mm nemesacél csövet.

Meghatározzuk a csövekben áramló közeg Nu -számát:

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$$

Ehhez először kiszámítjuk a csövekben áramló közeg sebességét:

$$w = \frac{V_{\tau}}{N \cdot A_{cs\bar{o}}} = \frac{V_{\tau}}{N \cdot 0,785 \cdot d_b^2} = \frac{0,00541}{19 \cdot 0,785 \cdot 0,012^2} = 2,52 \text{ m/s}$$

Az ennek megfelelő Re -számot:

$$Re = \frac{\rho \cdot w \cdot d}{\eta} = \frac{1027 \cdot 2,52 \cdot 0,012}{1,647 \cdot 10^{-3}} = 18856$$

Most pedig behelyettesítve, kiszámítható a Nu -szám:

$$Nu = 0,021 \cdot 18856^{0,8} \cdot 12,42^{0,43} \cdot \left(\frac{12,42}{12,9} \right)^{0,25} = 161,81.$$

Ebből kiszámítjuk a hőátadási tényezőt:

$$\alpha_s = \frac{Nu_s \cdot \lambda_s}{d_b} = \frac{161,81 \cdot 0,541}{0,012} = 7294,93 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

Kiszámítjuk a q értékét a savóra:

$$q_s = \alpha_s \cdot \Delta t_s = 7294,93 \cdot (313 - 283) = 218847,9 \text{ W/m}^2.$$

Kiszámítjuk a köpenytér egyenértékű átmérőjét, ha a köpeny belső átmérője $D_b = 114,3 - 2 \cdot 2,11 = 110 \text{ mm}$:

$$D_e = \frac{D_b^2 - N \cdot d_k^2}{D_b + N \cdot d_k} = \frac{0,11^2 - 19 \cdot 0,016^2}{0,11 + 19 \cdot 0,016} = 1,747 \cdot 10^{-2} \text{ m}.$$

Kiszámítjuk a köpenytér keresztmetszetét, az abban fellépő sebességet és a Re -szám értékét:

$$A_{k.v.} = 0,785 \cdot (D_b^2 - N \cdot d_k^2) = 0,785 \cdot (0,110^2 - 19 \cdot 0,016^2) = 5,68 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$w_v = \frac{\dot{m}_{v\acute{z}}}{\rho_{v\acute{z}} \cdot A_{k.v.}} = \frac{8,276}{977 \cdot 5,68 \cdot 10^{-3}} = 1,49 \text{ m/s}$$

$$\text{Re}_{v\acute{z}} = \frac{\rho_{v\acute{z}} \cdot w_v \cdot D_e}{\eta_{v\acute{z}}} = \frac{977 \cdot 1,49 \cdot 0,01747}{0,377 \cdot 10^{-3}} = 67457,8$$

Kiválasztjuk a torlólemezekkel ellátott köpenytér Nu-szám számításának megfelelő $Nu=f(\text{Re})$ összefüggést, és kiszámítjuk a Nu-számot:

$$Nu_{v.k.} = 0,4 \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{\rho \cdot w \cdot D_e}{\eta} \right)^{0,6} \cdot \text{Pr}^{0,33} = 0,4 \cdot 0,6 \cdot \left(\frac{977 \cdot 1,49 \cdot 0,01747}{0,000377} \right)^{0,6} \cdot 2,37^{0,33} = 251,9$$

Ebből kiszámítjuk a megfelelő hőátadási tényezőt:

$$\alpha_{v.k.} = \frac{Nu_{v.k.} \cdot \lambda_{v\acute{z}}}{D_e} = \frac{251,9 \cdot 0,666}{0,01747} = 9604,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Kiszámítjuk a hőterhelést:

$$q_{v.k.} = \alpha_{v.k.} \cdot \Delta t_{v.k.} = 9604,6 \cdot (358 - 338) = 192091,8 \text{ W/m}^2$$

Összehasonlítva a két hőterhelést, látható, hogy nem nagy az eltérés (12,2%). Ha átlagoljuk, akkor kiszámítható a hőátbocsátási felület:

$$A = \frac{\dot{Q}_{cs}}{q_{\acute{a}tl}} = \frac{680332}{\frac{192091,8 + 218847,9}{2}} = 3,31 \text{ m}^2$$

Ennek a felületnek megfelelő hőcserélőszám:

$$N_{hcs.} = \frac{A}{N \cdot \pi \cdot d_k \cdot L} = \frac{3,31}{19 \cdot 3,14 \cdot 0,016 \cdot 2} = 1,73 \approx 2 \text{ darab.}$$

Ha figyelembe vesszük a csőfal ellenállását, amely az előbbi módszerből látható, hogy nem hanyagolható el (a teljes ellenállás kb. 25...33%-át is kiteheti), akkor:

$$N_{hcs.val\acute{o}s} = \frac{A}{N \cdot \pi \cdot d_k \cdot L \cdot \varepsilon} = \frac{3,31}{19 \cdot 3,14 \cdot 0,016 \cdot 2 \cdot 0,75} = 2,3 \approx 3 \text{ darab.}$$

3. Módszer:

Kiszámítjuk a két közegre vonatkoztatott vízértéket:

$$C_s = \dot{m}_s \cdot c_{ps} = \frac{20000}{3600} \cdot 4082 = 22677 \text{ W/K}$$

$$C_{\text{víz}} = \dot{m}_{\text{víz}} \cdot c_{p\text{víz}} = 8,27 \cdot 4192,5 = 34680,2 \text{ W/K}$$

A minimális és maximális értékek aránya:

$$R = \frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{max}}} = \frac{22677}{34680,2} = 0,653$$

Kiszámítjuk az aktuális hőterhelést:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_p &= C_s \cdot (T_s - T_s^o) = C_{\text{víz}} \cdot (T_{\text{víz}}^o - T_{\text{víz}}) = 22677 \cdot (313 - 283) = \\ &= 34680 \cdot (358 - 338) \cdot 0,98 = 680310 \text{ W} \end{aligned}$$

A maximális hőáram:

$$\dot{Q}_{\text{max}} = C_{\text{min}} \cdot (T_{\text{víz}}^o - T_s^o) = 22677 \cdot (358 - 283) = 1700775 \text{ W}$$

Ezeket ismerve kiszámítható a hőcserélő hatékonysága:

$$\varepsilon_E = \frac{\dot{Q}_p}{\dot{Q}_{\text{max}}} = \frac{680310}{1700775} = 0,4$$

Kiszámítjuk az elméleti egységyszámot:

$$\begin{aligned} NTU &= \frac{1}{\sqrt{1+R^2}} \ln \frac{2 - \varepsilon_E \left[1 + R - \sqrt{1+R^2} \right]}{2 - \varepsilon_E \left[1 + R + \sqrt{1+R^2} \right]} = \\ &= \frac{1}{\sqrt{1+0,653^2}} \ln \frac{2 - 0,4 \cdot \left[1 + 0,653 - \sqrt{1+0,653^2} \right]}{2 - 0,4 \cdot \left[1 + 0,653 + \sqrt{1+0,653^2} \right]} = 0,625 \end{aligned}$$

Tudva, hogy $K \cdot A = NTU \cdot C_{\text{min}}$ ((6.1.30) összefüggés), kiszámítjuk a szorzatot:

$$K \cdot A = 0,625 \cdot 22677 = 14174,15 \frac{\text{W}}{\text{K}}$$

A 2. módszer részeként meghatározott hőátadási tényezőkkel kiszámítjuk a K értékét:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_s} + \frac{\delta}{\lambda_{NA}} + \frac{1}{\alpha_{v,k}} = \frac{1}{7294,93} + \frac{0,002}{17} + \frac{1}{9604,6} \Rightarrow K = 2786,7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Ha figyelembe vesszük a megbecsült K értéket, kiszámítható a felület:

$$A = \frac{14174,15}{2786,7} = 5,08 \text{ m}^2$$

A szükséges hőcserélő száma pedig:

$$N_{hcs.} = \frac{A}{N \cdot \pi \cdot d_k \cdot L} = \frac{5,08}{19 \cdot 3,14 \cdot 0,016 \cdot 2} = 2,66 \approx 3 \text{ darab.}$$

6.1.5.3. Lemezes hőcserélő számítása

Ismerve a lemezes hőcserélő 6.1.20. táblázatban feltüntetett munkáját, a 6.1.21. táblázatban feltüntetett méreteit és anyagának minőségét, a közegek átlagos hőmérsékletén a tulajdonságokat (6.1.22. táblázat), számítsuk ki a minimális lemezsámot, alkalmazva a Nu-szám meghatározására a következő összefüggést: $Nu = 0,314 \cdot Re^{0,64} \cdot Pr^{0,33}$.

6.1.20. táblázat. A hőcserélő munkája

| Közeg | m , kg/s | T^o , °C | T , °C | $T_{\text{átl.}}$, °C |
|--------------|------------|------------|----------|------------------------|
| 1. célközeg | 5,00 | 65 | 90 | 77,5 |
| 2. fűtőközeg | 5,77 | 110 | 90 | 100 |

6.1.21. táblázat. A lemezek méretei és minősége

| δ , m | W , m | L , m | λ_{NA} , W/(m·K) |
|--------------|---------|---------|--------------------------|
| 0,0008 | 0,5 | 1,15 | 15,1 |

6.1.22. táblázat. A közegek tulajdonságai az átlagos hőmérsékleten

| Közeg | ρ , kg/m ³ | λ , W/(m·K) | η , Pa·s | c_p , J/(kg·K) | Pr |
|--------------|----------------------------|---------------------|---------------|------------------|------|
| 1. célközeg | 1000 | 0,55 | 0,0004 | 3860 | 2,80 |
| 2. fűtőközeg | 960 | 0,65 | 0,00025 | 4180 | 1,60 |

Megoldás:

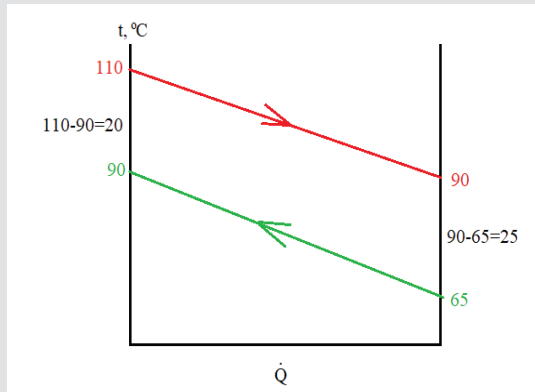
A hatékonyság módszerét alkalmazva meghatározzuk a két közeg víztértékét (C_1 , C_2), azok arányát (R) és a cserélt hőáramot. A számítási összefüggéseket és az eredményeket a 6.1.23. táblázat foglalja össze.

6.1.23. táblázat. Számított értékek

| Közeg | $\dot{Q}_i = m_c \cdot \bar{c}_p \cdot \Delta T_i$, W | $C_i = m_{\tau i} \cdot \bar{c}_{pi}$, W/K | $R = \frac{C_{\text{kisebb}}}{C_{\text{nagyobb}}}$ | C_{max} , W/K |
|-------|---|--|--|---------------------------|
| 1. | 482500 | 19300 | 0,8 | 24125 |
| 2. | 482372 | 24125 | | |

Kiszámítjuk a hőmérséklet-lefutási diagram alapján (6.1.7. ábra) a hajtóerőt:

$$\Delta t = \frac{20 + 25}{2} = 22,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$



6.1.7. ábra. A hőmérséklet lefutási diagram

A lemezsám becslésére megszabunk egy bizonyos lemezközt ($\delta_{l-k} = 2 \dots 8 \text{ mm}$), és iterációs módszert alkalmazva kiszámítjuk a K értékét. Ehhez, a tapasztalati értékek figyelembevételével [$K = 1500 \dots 8000 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$], választunk egy K értéket, kiszámítjuk a szükséges felületet és az annak megfelelő lemezsámokat. Ennek ismeretében meghatározzuk a lemezközöket, majd az áramlási sebességet, Re -számokat, Nu -számokat és a hőátadási tényezőt. Ezeket felhasználva kiszámítjuk a $K_{\text{számított}}$ értéket. Ha ez megegyezik a választott értékkel, akkor azzal meghatározzuk a hőcseréhez szükséges felületet és a lemezek számát. A számítási sémát a 6.1.8. ábra tartalmazza.

Az iterációs módszernél alkalmazott összefüggések a 6.1.3. alfejezetben megtalálhatóak. A számítások megkönnyítése érdekében itt is Excel-program írása ajánlott. A 6.1.24. táblázatban egy ilyen számítás eredményeit figyelhetjük meg.

Látható, hogy a $3600 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ hőátbocsátási tényezőnek megfelelő adatsor olyan körülményeket biztosít, amelyben a $K_{\text{választott}} \approx K_{\text{számított}}$, így ennek megfelelően a feladat megoldásához 11 darab lemezre van szükség.

6.1.24. táblázat. Számítási eredmények a különböző K értéknek megfelelően, 2,5 mm lemezköz esetében

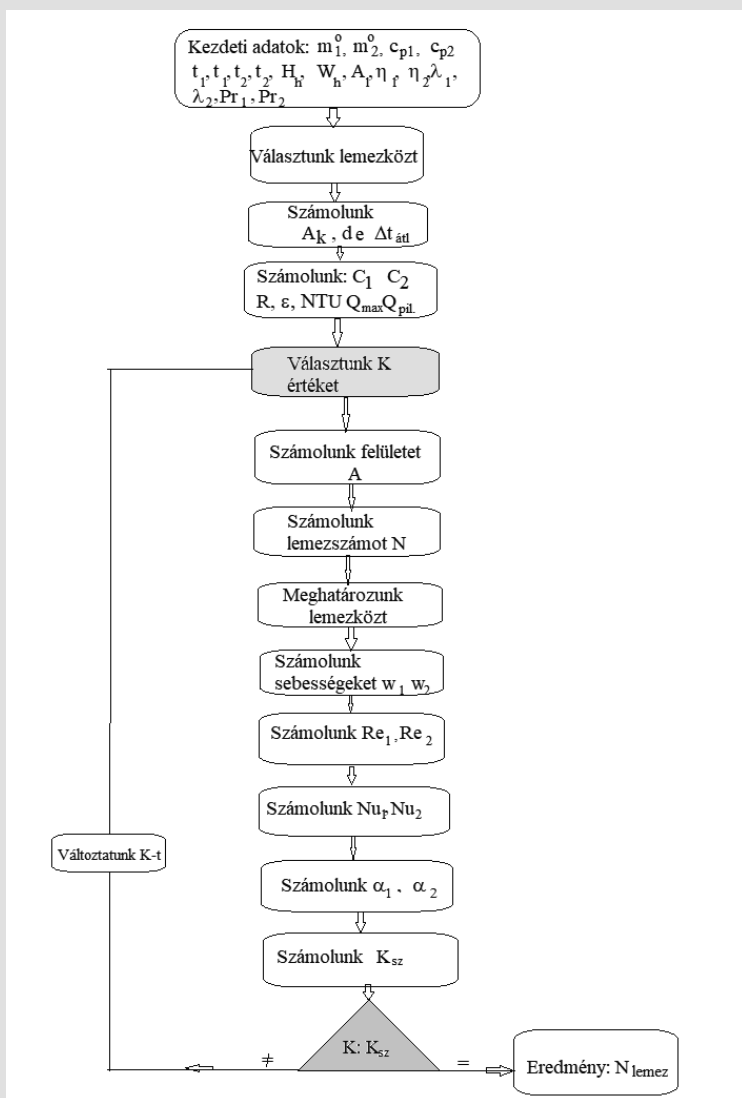
| $K_{\text{választott}}^{\circ}$ $W/(m^2K)$ | A, m^2 | N_{lemez} | $N_{\text{lemezsám}}$ | 1. közeg – lemezközök | 2. közeg – lemezközök |
|---|----------|--------------------|-----------------------|--------------------------|--------------------------|
| 2000 | 10,72 | 18,64 | 19 | 10 | 9 |
| 2875 | 7,45 | 12,97 | 13 | 7 | 7 |
| 3600 | 5,95 | 10,35 | 11 | 6 | 6 |
| 4000 | 5,36 | 9,32 | 9 | 5 | 5 |
| 5000 | 4,28 | 7,45 | 7 | 4 | 4 |

6.1.24. táblázat. (folytatás)

| $K_{\text{választott}}^{\circ}$ $W/(m^2K)$ | $w_1, m/s$ | $w_2, m/s$ | Re_1 | Re_2 | Nu_1 | Nu_2 |
|---|------------|------------|----------|-----------|---------|---------|
| 2000 | 0,333 | 0,445 | 5000 | 10260,499 | 68,459 | 62,109 |
| 2875 | 0,476 | 0,572 | 7142,857 | 13192,071 | 86,014 | 72,947 |
| 3600 | 0,555 | 0,668 | 8333,333 | 15390,749 | 94,932 | 80,511 |
| 4000 | 0,666 | 0,801 | 10000 | 18468,899 | 106,682 | 90,476 |
| 5000 | 0,833 | 1,002 | 12500 | 23086,124 | 123,059 | 104,365 |

6.1.24. táblázat. (folytatás)

| $K_{\text{választott}}^{\circ}$ $W/(m^2K)$ | $\alpha_1,$ $W/(m^2K)$ | $\alpha_2,$ $W/(m^2K)$ | $K_{\text{számított}}^{\circ}$ $W/(m^2K)$ | A, m^2 | N_{lemez} |
|---|---------------------------|---------------------------|--|----------|--------------------|
| 2000 | 6275,455 | 6728,547 | 2770,454 | 7,740 | 13,461 |
| 2875 | 7884,651 | 7902,668 | 3264,258 | 6,569 | 11,425 |
| 3600 | 8702,188 | 8722,072 | 3539,254 | 6,059 | 10,537 |
| 4000 | 9779,225 | 9801,571 | 3887,085 | 5,516 | 9,594 |
| 5000 | 11280,46 | 11306,24 | 4346,395 | 4,933 | 8,580 |



6.1.8. ábra. A lemezes hőcserélő számítási sémája hőátbocsátási tényező konvergenciával

6.2. Keveréssel kapcsolatos számítások

A keverés célja a különböző tulajdonságú közegek minél jobb eloszlása a keverékben. A keverés végterméke lehet oldat vagy heterogén elegy. Amikor oldatról van szó, akkor a koncentráció térbeni eloszlása a mérvadó, amikor pedig diszperz közeg a végtermék, akkor a diszpergált fázis a legkisebb térfogatelemben való eloszlását vesszük alapul. A keverés más célt is szolgálhat, mint például a hőátadás vagy az anyagátadás sebességének növelése.

A keverési feladatok függvényében beszélhetünk:

- *homogenizálásról*, vagyis egymásba oldódó alkotórészek egyenletes eloszlásáról mind koncentráció, mind hőmérséklet szempontjából;
- *szuszpendálásról*, azaz szemcsés anyagok egyenletes eloszlásáról egy szuszpenzióban;
- *diszpergálásról*, azaz a gázközeg egyenletes eloszlásáról egy folyadékban;
- *emulgeálásról*, azaz egymásban nem oldódó folyadékok egyenletes eloszlásáról;
- *anyag- és hőcseregyorsításról*.

A kis viszkozitású közegek esetén a keverés több módszerét alkalmazhatjuk, kezdve a statikus keveréstől a gázbefújással történő keverésig vagy a klasszikus mechanikus keverésig. Nagy viszkozitású anyagok esetén dagasztásról beszélünk, vagy a mozgatható edényekkel oldjuk meg a keverék kialakítását.

A mechanikailag működtetett keverők legfontosabb paraméterei a **minimális fordulatszám** és a **teljesítményszükséglet**. Ezekhez a szakaszosan működő keverők esetében még hozzáadódik a **keverési idő**, vagyis az az idő, ami alatt elérhető a térfogategységek azonos tulajdonsága.

6.2.1. A keverés teljesítményszükségletének meghatározása

Míg a minimális fordulatszámot általában gyakorlatilag határozzuk meg, a teljesítményszükséglet megbecsülhető a különböző folyadékok kísérleti keverése során megállapított adatokból. A tapasztalatok az mutatják, hogy a keverő teljesítményszükséglete (jele: N vagy P) függ a közeg sűrűségétől (ρ), viszkozitásától (η) a keverő átmérőjétől (d_k) és a fordulatszámától (n).

Az általános teljesítményszükséglet paraméter-összefüggés (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Duroudier, 2016; Dream, 1999):

$$N = C \cdot \text{Re}^{-x} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5 \quad (6.2.1)$$

Bevezetve a keverési Euler-szám (Eu_k) értékét, felírható:

$$N = Eu_k \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5 \quad (6.2.2)$$

Mint látható, a **teljesítményszükséglet arányos a fordulatszám harmadik és az átmérő ötödik hatványával**. A keverési Euler-szám ismeretében meghatározható a teljesítményszükséglet.

Általános esetben a keverési Euler-számot a (6.2.3) összefüggéssel határozzuk meg:

$$Eu_k = A \cdot Re_k^{-m} \cdot Fr_k^{-n} \quad (6.2.3)$$

$$\text{ahol: } Re_k - \text{a keverési Reynolds-szám: } Re_k = \frac{\rho \cdot n \cdot d_k^2}{\eta}; \quad (6.2.4)$$

$$Fr_k - \text{a keverési Froude-szám: } Fr_k = \frac{n \cdot d_k^2}{g}; \quad (6.2.5)$$

m és n – gyakorlatilag meghatározható kitevők.

Amikor a keverés közben kialakult tölcser nem éri el a keverőt, vagyis a keverő nem diszpergál levegőt a folyadékba, a Fr_k -szám kitevője 0, így ilyenkor a keverési Euler-szám csak a keverési Reynolds-számtól függ (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$Eu_k = A \cdot Re_k^{-m} \quad (6.2.6)$$

Lamináris tartományban ($Re_k < 10 \dots 60$) a Re_k kitevője minden keverőre 1, vagyis az alkalmazható összefüggés:

$$Eu_k = \frac{A}{Re_k} \quad (6.2.7)$$

Ilyenkor a teljesítményszükségletet adó összefüggés (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$N = A \cdot n^2 \cdot d_k^3 \cdot \eta \quad (6.2.8)$$

ahol: az A értéke függ a keverő típusától és annak geometriai arányaitól (lásd a 6.2.1. táblázatban).

Míg az átmeneti tartományra nincs egy elfogadott összefüggés, addig a turbulens tartományban az alkalmazható számítási képletet az edény szerkezeti felépítése határozza meg. Torlólemez nélküli edény esetén a Re_k kitevője 0,2. Torlólemez esetén a Re_k -szám kitevője pedig megközelítőleg 0.

A 6.2.1. táblázatban a (6.2.6) összefüggés A és m értékei, a 6.2.2. táblázatban

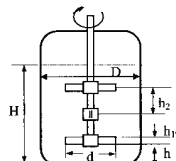
az $N = \frac{C}{Re_k^m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5$ összefüggés C és m értékei vannak feltüntetve a különböző

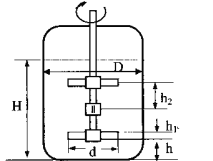
keverőtípusok függvényében, míg a 6.2.3. táblázat a mechanikus keverők jellegzetes alkalmazási területét mutatja be.

6.2.1. táblázat. Az $Eu_k = A Re_k^{-m}$ összefüggésnek megfelelő együtthatók értékei különböző keverőtípusok esetében (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

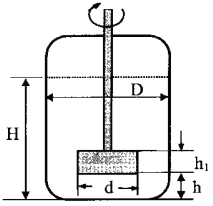
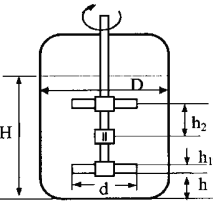
| Keverőtípusok | Re-szám intervallum | d/D | A | m |
|------------------------|---------------------|------|-----|------|
| Szárnylapátos | 1–25 | 0,7 | 85 | 1 |
| | 25–120 | | 15 | 0,46 |
| Kalodás | 1–20 | 0,91 | 190 | 1 |
| | 20–120 | | 88 | 0,75 |
| Csiga | 1–20 | 0,4 | 230 | 1 |
| | 20–60 | | 130 | 0,85 |
| Csiga vezetőcső nélkül | 1–16 | 0,4 | 120 | 1 |
| | 16–50 | | 51 | 0,69 |
| Szalag | 1–45 | 0,9 | 250 | 1 |
| | 45–120 | | 96 | 0,75 |
| Csigás szalag | 1–45 | 0,94 | 280 | 1 |
| | 45–120 | | 108 | 0,75 |

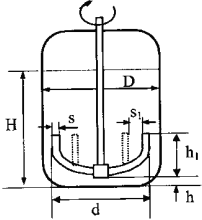
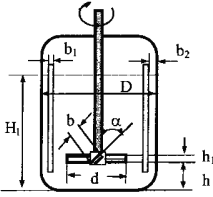
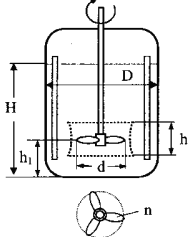
6.2.2. táblázat. Az $N = C \cdot Re_k^{-m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5$ összefüggés szerinti keverési teljesítményszükséglet C és m paramétereinek meghatározása keverőtípus és geometriai méret függvényében (Cristian et al., 2005)

| Keverőtípus |  | | | $C \cdot Re_k^{-m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5$ | | Megjegyzés |
|--------------------------|---|-------|-------|--|---------------|---|
| | D/d | H/d | h/d | C értéke | m értéke | |
| Lapát | 2 | 2 | 0,36 | 111 | 1 | Re < 20 |
| | | | | 14,35 | 0,39 | Re = 10 ³ ...5·10 ⁴ |
| Kétkarú | 3 | 3 | 0,33 | 6,8 | 0,2 | – |
| Kétkarú 45° dőlve | 3 | 3 | 0,33 | 0,45 | 0,2 | – |
| Négylapátos | 3 | 3 | 0,33 | 8,52 | 0,2 | – |
| Négylapátos 45° dőlve | 3 | 3 | 0,33 | 5,05 | 0,2 | Lefele |
| | 3 | 3 | 0,33 | 4,42 | 0,2 | Felfele |

| Keverőtípus |  | | | $C \cdot \text{Re}_k^{-m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5$ | | Megjegyzés |
|---------------------------|---|-------|-------|---|----------|------------|
| | D/d | H/d | h/d | C értéke | m értéke | |
| Négylapátos 60° dőlve | 3 | 3 | 0,5 | 6,3 | 0,18 | Lefele |
| Hatlapátos | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 12,5 | 0,25 | – |
| Anker keverő | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,2 | 0,25 | – |
| Ujj | 1,11 | 1,11 | 0,11 | 6,0 | 0,25 | – |
| Kétlapátos propeller | 3 | 3 | 0,33 | 0,985 | 0,15 | – |
| Háromlapátos propeller | 3,8 | 3,5 | 1,0 | 230 | 1,67 | Re < 30 |
| | | | | 4,63 | 0,35 | Re < 3000 |
| | | | | 1,19 | 0,15 | Re > 3000 |
| Hatlapátos turbina | 2,4 | 1,78 | 0,25 | 5,98 | 0,15 | – |

6.2.3. táblázat. Néhány keverő geometriai paramétereit és alkalmazási lehetőségeit (Cristian et al., 2005)

| Keverő típusa | Paraméterek | Alkalmazás |
|--|---|--|
| Lapátkeverő  | $d/D=0,5; h=(0,1...0,2)D;$ $h_1=(0,1...0,9)D; \text{Re} > 50$ Periférikus sebesség: 1...4 m/s Kis viszkozitásnál nagy sebességgel, nagy viszkozitásnál kis sebességgel dolgozunk. | Oldási művelet, kis viszkozitású (0,2 Pa·s alatti) folyadékok keverése, szuszpenziók előállítására. A lapátok lyukakkal is készíthetők. |
| Többkarú keverő  | $d/D=0,4...0,9; h/D=0,1; h_1/D=0,06...0,16; h_2/D=0,3$ Periférikus sebesség: $w=2...3,5 \text{ m/s}$, ha $\eta < 4 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ $w=1...2 \text{ m/s}$, ha $\eta = 4...15 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ A karok lehetnek merőlegesek a tengelyre, vagy dőlve (35-45°) szerelve. | Kis és közepes viszkozitású folyadékok ($\eta \geq 0,2 \text{ Pa} \cdot \text{s}$) keverése, oldódás, kis sűrűségű szuszpenziók előállítására. Nem tanácsos gyors oldódásra és nagy sűrűségű szilárd részecskék esetében. |

| Keverő típusa | Paraméterek | Alkalmazás | | | | | | | | | | |
|--|---|--|---------------------------|-----|-------|-------|---------|--------|---------|------|---------|--|
| <p>Anker keverő</p>  | $d/D=0,9...0,98;$ $h/D=0,05...0,01;$ $h_1/D=0,4...0,5;$ $H_1/D=1,0;$ $s/d=0,06...0,1;$ $s_1=0,165d; Re>100;$ | <p>Nagy és közepes viszkozitású folyadékok keverése a lokális túlmelegedés és lerakódás megelőzése végett. Nagy átmérőjű üst esetén tanácsos az ujjkeverő alkalmazása.</p> | | | | | | | | | | |
| | <table border="1"> <thead> <tr> <th>Viszkozitás, Pa·s</th> <th>Periférikus sebesség, m/s</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>< 4</td> <td>2...3</td> </tr> <tr> <td>4...8</td> <td>1,5...2</td> </tr> <tr> <td>8...15</td> <td>1...1,5</td> </tr> <tr> <td>> 15</td> <td>0,5...1</td> </tr> </tbody> </table> | Viszkozitás, Pa·s | Periférikus sebesség, m/s | < 4 | 2...3 | 4...8 | 1,5...2 | 8...15 | 1...1,5 | > 15 | 0,5...1 | |
| Viszkozitás, Pa·s | Periférikus sebesség, m/s | | | | | | | | | | | |
| < 4 | 2...3 | | | | | | | | | | | |
| 4...8 | 1,5...2 | | | | | | | | | | | |
| 8...15 | 1...1,5 | | | | | | | | | | | |
| > 15 | 0,5...1 | | | | | | | | | | | |
| <p>Ferdelapátú turbinakeverő</p>  | $d/D=0,2...0,5 (0,337);$ $b_2/D=0,02; \alpha = 45^\circ ;$ $h_1/D=0,17...0,34;$ $h_2/D=0,177; d_1/d=0,66...0,75;$ $b/d=0,2; b_1/D=0,1$ Periférikus sebesség: $w = 3...10 \text{ m/s}$ Ha $\eta \leq 10 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ és $Re \geq 100$, a lapátok száma 3...10. Ha $\eta < 5 \text{ Pa} \cdot \text{s}$, akkor 2...4 db torlólamezt is használhatunk. | <p>Folyadék-folyadék keverés és hőátadásakor.</p> | | | | | | | | | | |
| <p>Propellerkeverő</p>  | $d/D=0,22...0,42;$ $h_1/d=0,7...1,6;$ $h/d=0,8; H/D=1...1,5$ Periférikus sebesség: $w = 12 \text{ m/s}$ A keverőt szerelhetik központi csőbe is. Lehet függőleges vagy dőlt szerelésű. Torlólamez is felszerelhető az üstbe. | <p>Kis viszkozitású közegek keverése. Oldódás, Homogénezés, Gáz-folyadék keverés.</p> | | | | | | | | | | |

Az indítási teljesítményszükséglet értékét a keverési Reynolds-szám határozza meg (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$\frac{N_{ind}}{N} = 1 + 0,134 \cdot Re_k^{0,22} \quad (6.2.9)$$

Megjegyzendő, hogy az összefüggés csak az áramló közegellenállást veszi figyelembe, úgy nincs beszámítva a mechanikai áttételek hatásfoka. Ennek következménye, hogy a számított értékek (N_{ind} , N) sokszor eltérnek a mért, illetve a

szükséges teljesítménytől. Ezért jó, ha a számított értékeket összevetjük a 6.2.4. és 6.2.5. táblázatokban feltüntetett tapasztalati értékekkel.

6.2.4. táblázat. *A keverők fajlagos energiaszükséglete tapasztalati adatokra alapozva (Sinnott & Towler, 2009, 2012)*

| Keverés erőssége | Alkalmazás | Fajlagos teljesítmény-szükséglet, kW/m ³ |
|------------------|-------------------------------|---|
| Enyhe | Keverés | 0,04–0,10 |
| | Homogén reaktor | 0,01–0,03 |
| Közepes | Hőátadás | 0,03–0,1 |
| | Folyadék-folyadék keverés | 1,0–1,5 |
| Kemény | Zagykeverés | 1,5–2,0 |
| | Emulgeálás | 1,5–2,0 |
| | Gázzal való telítés | 1,5–2,0 |
| Intenzív | Finom szuszpenzió előállítása | Több mint 2,0 |

6.2.5. táblázat. *Az anyagok keverésének fajlagos energiaszükséglete (Duroudier, 2016)*

| Közeg | Fajlagos teljesítményszükséglet, kW/m ³ |
|------------------------------|--|
| Étolajkeverés | 0,004 |
| Kőolajtermék-keverés | 0,015 |
| Tejkeverés | 0,02–0,07 |
| Mosóporoldás | 0,2 |
| Fermentlé- (emulzió) keverés | 0,5–2 |
| Csokoládé elosztatása tejben | 0,8–1 |
| Polimerizáció szuszpenzióban | 1,2–1,3 |
| Agyag diszpergálása | 2 |

Ugyancsak tapasztalatra van szükség a műveletnek megfelelő keverőtípus kiválasztására is, ahogy ezt Fonyó és Fábry (1998, 2004) is megfogalmazta (lásd a 6.2.6. táblázatot). A 6.2.6. táblázatból jól látható, hogy egyes keverőtípusok, mint például a propeller, a ferdelapátos, az ujj, a szalag és a csigás keverők, jó hőátadási tényező elérését biztosítják, míg az impeller vagy a lapkeverő nem ajánlott hőátadáskor.

Mivel nagyon sok keverési munka kapcsolatban van más típusú transzportművelettel, köztük a hőközvetítéssel, a továbbiakban a keveréskor fellépő hőátadás néhány fontosabb összefüggését csoportosítottuk a 6.2.7. és 6.2.8. táblázatokban.

6.2.6. táblázat. *Keverőtípusok kiválasztási irányelvei* (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Keverőtípus | Kerületi sebes- ség m/s | Művelet | | | | | Torlólemez |
|-----------------------------|----------------------------------|---------|-------------------------|-----------------|------------------|---------------|------------|
| | | Keverés | Szusz- pendá- lás | Emul- geálás | Gázél- osztás | Hőát- adás | |
| Propeller | 3–10 | 4 | 5 | 3 | 3 | 4 | Igen |
| | | 2 | 3 | 2 | 2 | 5 | Nem |
| Ferdelapátos | 2–5 | 4 | 5 | 5 | 4 | 4 | Igen |
| | | 3 | 3 | 2 | 2 | 4 | Nem |
| Lapátos | 3–6 | 4 | 2 | 5 | 5 | 3 | Igen |
| | | 3 | 3 | 2 | 2 | 2 | Nem |
| Tárcsás, alul lapátozott | 3–6 | 3 | 2 | | 5 | | Igen |
| | | 2 | 4 | | 2 | | Nem |
| Impeller | 0,5–10 | 3 | 3 | | | 2 | Igen |
| Horgony | 0,5–3 | 2 | 2 | | 3 | 4 | Nem |
| Ujj | 1–3 | 2 | 2 | | 3 | 4 | Nem |
| Szalag | 0,5–1 | 5 | | | | 4 | Nem |
| Csigás | 0,5–3 | 5 | | | | 4 | Igen |
| | | 5 | | | | 4 | Nem |
| Lap | 0,5–3 | 5 | 1 | 3 | 3 | 2 | Igen |
| | | 3 | 4 | 2 | 2 | 3 | Nem |

1 – nem alkalmas, 2 – korlátozottan alkalmas, 3 – megfelel, 4 – jó, 5 – kitűnő

6.2.7. táblázat. *Kevert üstben fellépő hőátadási tényező meghatározására szolgáló összefüggések*

| Összefüggések | Forrás | | | | | | | | | | | | |
|---|--------------------------------|-------------------------------|---|----------|------|-----------------------------|-----------|-------------------------------|-----------|-----------------------------|-----------|-------------------------|-----------|
| $Nu = C \cdot Re_k^{0,66} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}; \quad Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}; \quad Re_k = \frac{\rho n d_k^2}{\eta}$ | (Fonyó & Fábry, 1998, 2004) | | | | | | | | | | | | |
| <table border="1"> <thead> <tr> <th>Hőközvetítés és keverő típusa</th> <th>C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Csókígyó</td> <td>0,87</td> </tr> <tr> <td>Köpenyes – turbinakeverővel</td> <td>0,73–0,76</td> </tr> <tr> <td>Köpenyes – propellerkeverővel</td> <td>0,54–0,58</td> </tr> <tr> <td>Köpenyes – horgonykeverővel</td> <td>0,38–0,52</td> </tr> <tr> <td>Köpenyes – lapkeverővel</td> <td>0,36–0,51</td> </tr> </tbody> </table> | | Hőközvetítés és keverő típusa | C | Csókígyó | 0,87 | Köpenyes – turbinakeverővel | 0,73–0,76 | Köpenyes – propellerkeverővel | 0,54–0,58 | Köpenyes – horgonykeverővel | 0,38–0,52 | Köpenyes – lapkeverővel | 0,36–0,51 |
| Hőközvetítés és keverő típusa | | C | | | | | | | | | | | |
| Csókígyó | | 0,87 | | | | | | | | | | | |
| Köpenyes – turbinakeverővel | | 0,73–0,76 | | | | | | | | | | | |
| Köpenyes – propellerkeverővel | | 0,54–0,58 | | | | | | | | | | | |
| Köpenyes – horgonykeverővel | 0,38–0,52 | | | | | | | | | | | | |
| Köpenyes – lapkeverővel | 0,36–0,51 | | | | | | | | | | | | |

| Összefüggések | | Forrás | | | |
|---|----------------------|-----------------------|----------|-----------------------|-----------------------|
| $Nu = C \cdot Re_k^m \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14} \cdot \left(\frac{D}{d_k} \right); Nu = \frac{\alpha d_k}{\lambda}; Re_k = \frac{\rho n d_k^2}{\eta}$ | | | | | |
| Hőközvetítés és keverő típusa | Értékek | (Pavlov et al., 1972) | | | |
| Köpenyes – propeller, turbina, Anker $D / d_k = 2,5...4; D < 1,5 \text{ m}$ | $C = 0,38; m = 0,67$ | | | | |
| Csőkígyós – propeller, turbina, Anker $D / d_k = 2,5...4; D < 1,5 \text{ m}$ | $C = 0,87; m = 0,62$ | | | | |
| $Nu = C \cdot Re_k^m \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^p; Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}; Re_k = \frac{\rho n d_k^2}{\eta}$ | | | | | |
| Keverőtípus | C | m | p | Re | (Stoica et al., 2007) |
| Lapkeverő | 0,36 | 2/3 | 0,21 | 300–3·10 ⁵ | |
| Csigáskeverő | 0,54 | 2/3 | 0,14 | 2000 | |
| Anker keverő | 1 | 0,5 | 0,18 | 30–300 | |
| Anker keverő | 0,38 | 2/3 | 0,18 | 300–3·10 ⁵ | |
| Turbinás torló lemezes | 0,54 | 2/3 | 0,14 | 40–3·10 ⁵ | |
| Csőkígyó | 0,633 | 0,5 | 0,18 | 8–10 ⁵ | |
| $Nu = 0,74 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | | | | | |
| Re > 400, hatlapátos turbina, torlólemez, $d_k / D = 1/3$ | | | | | |
| $Nu = 0,54 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | | | | | |
| Re < 400, hatlapátos turbina, torlólemez, $d_k / D = 1/3$ | | | | | |
| $Nu = 0,85 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{d_k}{D} \right)^{0,13} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | | | | | |
| Re > 400, egyenes lapát turbinakeverőn, torlólemez | | (Oldshue, 1983) | | | |
| $Nu = 0,68 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | | | | | |
| Visszahúzható lapátkeverők, terelőlemezek nélkül | | | | | |

| Összefüggések | Forrás |
|---|-----------------|
| $Nu = 0,33 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | |
| Visszahúzható lapátkeverők, terelőlemezekkel | |
| $Nu = 0,37 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,24}$ | |
| Visszahúzható három lapátkeverő, terelőlemezekkel | |
| $Nu = 0,54 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | |
| 45°-ban dőlt propellerkeverők, terelőlemezekkel | |
| $Nu = 0,36 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | |
| Re > 4000, lapátkeverők, terelőlemezekkel | |
| $Nu = 0,415 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,24}$ | |
| 20 < Re < 4000, lapátkeverők, terelőlemezekkel | (Oldshue, 1983) |
| $Nu = 1,0 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,18}$ | |
| 30 < Re < 300, Anker keverő, terelőlemez nélkül | |
| $Nu = 0,33 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,18}$ | |
| 300 < Re < 4000, Anker keverő, terelőlemez nélkül | |
| $Nu = 0,55 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,25} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | |
| 4000 < Re < 37000, Anker keverő, terelőlemez nélkül | |
| $Nu = 0,248 \cdot Re_k^{0,5} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14}$ | |
| Re < 130, szalagkeverő, terelőlemez nélkül | |
| $Nu = 0,233 \cdot Re_k^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}} \right)^{0,14} \cdot \left(\frac{l}{d_k} \right)^{-0,25}$ | |
| Re > 130, szalagkeverő, terelőlemez nélkül | |

6.2.8. táblázat. *Kevert üst köpenyoldali részén fellépő hőátadási tényező meghatározására szolgáló összefüggések (Oldshue, 1983)*

| Összefüggés | Alkalmazás |
|---|---|
| $Nu = 0,027 \cdot Re_k^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14} \cdot \left(1 + 3,5 \frac{D_e}{D_{spira}}\right)$ | Re > 10000; spirál tere- lőlemez köpeny |
| $Nu = 1,86 \cdot Re \cdot Pr \cdot \left(\frac{D_e}{L}\right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14} \cdot \left(1 + 3,5 \frac{D_e}{D_{spira}}\right)$ | Re < 2100; spirál tere- lőlemez köpeny, ahol: L – a spirál menete |
| $Nu = 1,02 \cdot Re^{0,45} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{D_{\hat{o}}}{L}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14} \cdot Gr^{0,05} \cdot \left(\frac{D_{bels}}{D_{küls}}\right)^{0,8}$ | Re < 2100; köpenyes üst |
| $Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14} \cdot \left(1 + 3,5 \frac{D_e}{D_{spira}}\right)$ | Re > 10000; köpenyes üst |
| $Nu = 1,86 \cdot Re \cdot Pr \cdot \left(\frac{D_e}{L}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14}$ | Re < 2100; félcsovés köpenyes üst |
| $Nu = 0,027 \cdot Re^{0,2} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14} \cdot \left(1 + 3,5 \frac{D_e}{D_{spira}}\right)$ | Re > 10000; félcsovés köpenyes üst |
| $Nu = 1,86 \cdot Re \cdot Pr \cdot \left(\frac{D_e}{L}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14}$ | Lamináris, hólyagos köpeny |
| $Nu = 0,27 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta}{\eta_{fal}}\right)^{0,14}$ | Turbulens, hólyagos köpeny |

6.2.2. A keverési idő meghatározása

A keverési idő meghatározására is méréseket alkalmazunk, hisz annak mértéke a rendszer geometriájától, működési paramétereitől függ. Levenspiel (2014) szerint az oldatok esetében a keverési időt a következő összefüggéssel lehet megbecsülni:

$$\tau = \tau_o \ln\left(\frac{2}{X}\right), \quad (6.2.10)$$

ahol: X – a koncentráció relatív fluktuációja, általában $10^{-3} \dots 10^{-4}$; τ_o – a karakterisztikus idő, s, melyet a keverő fordulatszáma (n), a keverési Eu-szám és az átmérők aránya határoz meg:

$$\tau_o = 1,5 \cdot \frac{Eu_k}{n} \left(\frac{D}{d_k}\right)^2 \quad (6.2.11)$$

Ha a keverék viszkozitása nem haladja túl az 1 Pa·s értéket, a Levenspiel-összefüggést alkalmazhatjuk. Ellenben ha a viszkozitás nő, Oldshue (1983) szerint szükséges a fordulatszám növelése ahhoz, hogy ugyanannyi idő alatt elérjük azt a homogenitást:

$$\frac{N_\eta}{N} = e^{0,3(\eta-1)} \quad (6.2.12)$$

Nagyon nagy viszkozitású anyagok keverése esetében már csak gyakorlati úton határozható meg a keverési idő.

Paszták keverése esetében (a viszkozitás nagyobb, mint 10 Pa·s) a teljesítmény ismeretében az időt kiszámíthatjuk a következő összefüggéssel (Mersmann et al., 1975):

$$\tau = \sqrt{5,8 \cdot 10^5 \cdot \frac{\eta \cdot D^3}{N}}, \text{ s} \quad (6.2.13)$$

6.2.3. Megoldott számítási példa

Hőátadást elősegítő keverés teljesítményszükséglete

A tej pasztőrözését az 55 L-es, $H/D=0,77$ értékű, lapátkeverővel felszerelt ($d/D=1/2$), 60 mm köpennyel ellátott kádban végezzük 65 °C hőmérsékleten, majd ugyanabban a kádban megvalósítjuk a tej beoltását is 37 °C hőmérsékleten.

Ismerve a térfogat-kihasználási tényező értékét ($\varphi=0,9$), a fűtő- és hűtőközeg minőségét, a keverő maximális fordulatszámát (30 ford/perc), határozzuk meg a keverő teljesítményszükségletét, a 4 °C-ról 65 °C-ra való felmelegítési, illetve a 65 °C-ról a beoltási hőmérsékletre való hűtési időt és a szükséges fűtő- és hűtőközegek mennyiségét.

Megoldás:

A teljesítményszükséglet kiszámítására a 4 °C-os tejet vesszük alapul (lásd a 6.2.9. táblázatot a közegek tulajdonságaival).

Ahhoz, hogy a Re_k és Eu_k értékeit meghatározzuk, ismerni kell a kád geometriai méreteit:

$$V_k = \frac{\pi D^2}{4} H = \frac{\pi D^2}{4} 0,77D = 0,604D^3 \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{V_k}{0,604}} = \sqrt[3]{\frac{0,055}{0,604}} = 0,45 \text{ m}$$

A keverő átmérője: $d = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 0,45 = 0,225 \text{ m}$.

6.2.9. táblázat. A tej, a hűtővíz és a fűtővíz tulajdonságai
(Choi & Okos, 1986; ETB, 2020)

| Közeg | t° , °C | ρ , kg/m ³ | c_p , J/(kgK) | η , mPas | λ , W/(m·K) |
|------------------|---------------------|-------------------------------|--------------------|------------------|------------------------|
| Kezdeti tej | 4 | 1032,5 | 3903 | 2,95 | 0,544 |
| Felfűtött tej | 65 | 1015,9 | 3912,7 | 1,1 | 0,585 |
| Átlagolt | 34,5 | 1024,2 | 3907,85 | 2,02 | 0,5645 |
| Lehűtött tej | 37 | 1026,6 | 3927,7 | 0,757 | 0,6219 |
| Átlagolt | 51 | 1021,9 | 3919,11 | 0,851 | 0,6031 |
| Belépő meleg víz | 85 | 968,6 | 4196,9 | 0,334 | 0,5642 |
| Kilépő meleg víz | 75 | 974,8 | 4193,5 | 0,377 | 0,6633 |
| Belépő hideg víz | 15 | 999,0 | 4190 | 1,1386 | 0,6695 |
| Kilépő hideg víz | 25 | 997,0 | 4181,6 | 0,89 | 0,606 |

Számítsuk ki a periférikus sebességet:

$$w_p = \pi d \cdot n = 3,14 \cdot 0,225 \cdot \frac{30}{60} = 0,35 \text{ m/s}$$

Számítsuk ki a keverési Re-számot:

$$Re_k = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\eta} = \frac{1032,5 \cdot \frac{30}{60} \cdot 0,225^2}{2,95 \cdot 10^{-3}} = 8859$$

A teljesítményszükségletet a 6.2.2. táblázat adataival számítjuk, ahol $C=14,35$ és $m=0,39$:

$$N = \frac{C}{Re_k^m} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = \frac{14,35}{8859^{0,39}} \cdot 1032,5 \cdot 0,5^3 \cdot 0,225^5 = 0,031 \text{ W.}$$

A számított teljesítményszükségletet hasonlítsuk össze a 6.2.5. táblázatban javasolt adatokkal. Enyhe tejkeverés esetében 0,02 kW/m³ ajánlott.

Esetünkben az $\frac{N}{V} = \frac{0,031}{0,055 \cdot 0,9} = 0,624 \frac{\text{W}}{\text{m}^3}$ nagyon kis értéknek minősül, hisz ezerszer kisebb a tapasztalati értéknél.

Ha figyelembe vesszük, hogy a keverő, amíg eléri a $0,5 \text{ s}^{-1}$ fordulatszámot, nagyon kis Re_k értéken működik, és arra is elvégezzük a számításokat, a teljesítményszükséglet értéke a következő lesz:

$$\text{Re}_k = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\eta} = \frac{1032,5 \cdot \frac{0,030}{60} \cdot 0,225^2}{2,95 \cdot 10^{-3}} = 8,859$$

A keverési Eu-szám ez esetben a 6.2.2. táblázatból származó C és m értékekkel:

$$\text{Eu}_k = \frac{A}{\text{Re}_k^m} = \frac{C}{\text{Re}_k^m} = \frac{111}{8,859^1} = 12,52$$

$$N = \text{Eu}_k \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_k^5 = 12,52 \cdot 1032,5 \cdot 0,5^3 \cdot 0,225^5 = 0,931 \text{ W.}$$

Ez az érték most megközelíti a javasolt értéket:

$$\frac{N}{V} = \frac{0,931}{0,055 \cdot 0,9} = 0,0188 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3}.$$

Az alábbiakban számítsuk ki a (6.2.10) és (6.2.11) összefüggésekkel, hogy mennyi a homogén állapot eléréséhez szükséges idő, ha 30 ford/perc fordulatszámmal dolgozunk (Oldshue, 1983; Mersmann et al., 1975; Dickey, 2004). Ehhez ismerni kell az Eu_k értékét:

$$\text{Eu}_k = \frac{14,35}{8859^{0,39}} = 0,415$$

$$\tau_o = 1,5 \cdot \frac{\text{Eu}_k}{n} \left(\frac{D}{d_k} \right)^2 = 1,5 \cdot \frac{0,415}{0,5} \left(\frac{0,45}{0,225} \right)^2 = 4,98 \text{ s}$$

$$\tau = \tau_o \ln \left(\frac{2}{X} \right) = \tau_o \ln \left(\frac{2}{0,001} \right) = 37,85 \text{ s}$$

Tehát a keverési idő minimum 38 s plusz a fordulatszám felvételének ideje.

A *fűtési és hűtési idő becslésére* szükség van a hőátadási felület, a hőátadási tényezők és a hajtóerők ismeretére. A felület meghatározására figyelembe vesszük, hogy az a palást hasznos magasságának felel meg.

A palást hasznos magasságának kiszámítása:

$$V_h = \varphi \cdot V_k = 0,785 \cdot D^2 \cdot H_h \Rightarrow H_h = \frac{\varphi \cdot V_k}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,9 \cdot 0,055}{0,785 \cdot 0,45^2} = 0,311 \text{ m.}$$

A hőcserét biztosító felület pedig:

$$A = \pi D H_h = 3,14 \cdot 0,45 \cdot 0,311 = 0,44 \text{ m}^2$$

Az instacionárius hőátbocsátást véve alapul, felírható az idő kiszámításához szükséges összefüggés:

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t_{\text{át}} \cdot \tau \Rightarrow \tau = \frac{Q}{K \cdot A \cdot \Delta t_{\text{át}}}$$

A melegítéshez szükséges hő:

$$Q = \rho \cdot V_h \cdot (c_p \cdot t - c_p^o \cdot t^o) = 1032,5 \cdot 0,9 \cdot 0,055 \cdot (3912,7 \cdot 65 - 3903 \cdot 4) = 1,22 \cdot 10^7 \text{ J}$$

Vagy:

$$Q = \rho \cdot V_h \cdot \bar{c}_p \cdot (t - t^o) = 1032,5 \cdot 0,9 \cdot 0,055 \cdot 3907,85 \cdot (65 - 4) = 1,218 \cdot 10^7 \text{ J}$$

A hűtéskor eltávolított hő:

$$\begin{aligned} Q_{\text{hűtés}} &= \rho \cdot V_h \cdot (c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) = \rho \cdot V_h \cdot \bar{c}_p \cdot (t^o - t) = \\ &= 1032,5 \cdot 0,9 \cdot 0,055 \cdot 3919,11 \cdot (65 - 37) = 5,608 \cdot 10^6 \text{ J} \end{aligned}$$

A munkavégző közegek mennyiségének kiszámítása:

$$\text{– a fűtőközeg: } m_f = \frac{Q}{c_{p,f} \cdot \Delta t_f} = \frac{1,22 \cdot 10^7}{4195,2 \cdot (85 - 75)} = 290,8 \text{ kg}$$

$$\text{– a hűtőközeg: } m_h = \frac{Q_{\text{hűtés}}}{c_{p,h} \cdot \Delta t_h} = \frac{0,5608 \cdot 10^7}{4185,8 \cdot (25 - 15)} = 133,98 \text{ kg}$$

Figyelembe véve a 6.2.9. táblázatban feltüntetett hőmérsékleteket, kiszámítható a két folyamat hajtóereje (Macovei, 2001):

$$\Delta t_f = \frac{(t_m^o - t_h^o) - (t_m - t_h)}{\ln \frac{t_m^o - t_h^o}{t_m - t_h}} = \frac{(85 - 4) - (75 - 65)}{\ln \frac{85 - 4}{75 - 65}} = 33,94 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_h = \frac{(t_m^o - t_h^o) - (t_m - t_h)}{\ln \frac{t_m^o - t_h^o}{t_m - t_h}} = \frac{(65 - 15) - (37 - 25)}{\ln \frac{65 - 15}{37 - 25}} = 26,62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ahhoz, hogy meghatározhassuk a hőátbocsátási tényezőt, ismernünk kell a köpenytéri áramlási viszonyokat. Mivel itt ismeretlen a térfogatáram,

iterációs módszert alkalmazunk: választunk fűtési/hűtési időt ($\tau_{választ}$), kiszámítjuk a fűtő/hűtőközeg tömegáramát (m_j), térfogatáramát (V_j) és az áramlási sebességet (w), majd a Re-számot, a Nu-számot és köpenytéri hőátadási tényezőt (α_k). Az üstben állandóaknak tekintjük az áramlási viszonyokat, így a két hőátadási tényező ismeretében kiszámítható a hőátbocsátási tényező értéke, és azután a fűtési vagy hűtési idő. Addig folytatjuk a számítást, míg a választott és a számított idők megegyeznek. A számítások megkönnyítése érdekében mindezt Excel-program segítségével végezzük. A számítások eredményeit a 6.2.10. táblázatban figyelhetjük meg.

6.2.10. táblázat. Az iterációs módszerrel számított adatok.

| Fűtés | Re_k | 12834,19 | Nu_k | 1000 | α_k | 2508 | | |
|------------------|--------------|--------------|----------|---------|------------|---------|---------------|--|
| $\tau_{választ}$ | m_{τ_2} | w_{τ_2} | Re_f | Nu_f | α_f | K | $\tau_{szám}$ | |
| 700 | 0,4154 | 0,2391 | 23230,88 | 95,8603 | 1657,2254 | 895,750 | 912,029 | |
| 1000 | 0,2908 | 0,1674 | 16261,62 | 72,0638 | 1245,8335 | 760,086 | 1074,812 | |
| 1120 | 0,2644 | 0,1521 | 14783,29 | 66,7733 | 1154,3722 | 725,039 | 1126,767 | |
| 2000 | 0,1454 | 0,0837 | 8130,809 | 41,3898 | 715,5434 | 523,422 | 1560,786 | |

| Fűtés | Re_k | 30395,82 | Nu_k | 1311,648 | α_k | α_k | 3515,798 | |
|------------------|--------------|--------------|----------|----------|------------|------------|---------------|--|
| $\tau_{választ}$ | m_{τ_2} | w_{τ_2} | Re_2 | Nu_2 | α_2 | K | $\tau_{szám}$ | |
| 500 | 0,2679 | 0,1503 | 14589,84 | 66,07 | 1142,272 | 784,824 | 610,10 | |
| 600 | 0,2233 | 0,1257 | 12158,2 | 57,10 | 987,2437 | 708,394 | 675,93 | |
| 700 | 0,1914 | 0,1072 | 10421,31 | 50,48 | 872,704 | 647,424 | 739,58 | |
| 800 | 0,1674 | 0,0938 | 9118,64 | 45,366 | 784,284 | 597,454 | 801,44 | |

A megegyezőnek bizonyuló választott és iterációval számított fűtési idő tehát 1120 s, a hűtési pedig 800 s.

6.3. Bepárlási művelettel kapcsolatos számítások

A bepárlás az oldatok töménységének növelése az oldószer elpárolgatása útján. A koncentráció megnövelése történhet a piaci igény kielégítése céljából (például a levek besűrítése, gélképzés stb.) vagy a kristályosítás előfeltételeként. Bármilyen célból is történik a bepárlás, az oldószer eltávolítása energiaigényes művelet.

Kezdetben a lángfűtés volt elterjedve, később a vízgőz lett a fő hőközvetítő. Ennek bevezetése áttörést jelentett a bepárlók szerkezetének kialakításában is, a

köpenyes üst helyét lassan a különböző hőcserélőre alapozott bepárlók vették át. A fáradt gőz fűtésre való használata gazdaságosabbá tette az oldószer (szolvens) eltávolítását. A bepárlási művelet fejlődésében egy újabb lépést a pára/másodlagos gőz avagy a nyomáscsökkenéssel együtt járó sarjúgőz fűtőértékének a felismerése jelentette (Rillieux elv, 1840). Ekkor tértek rá a többlépcsős bepárlás műveletére, így jó fűtőgőz-felhasználást érve el. További előrelépést jelentett az önelpárolgatásra alapuló adiabatikus koncentráció, a termokompressziós eljárás és a nap-energiához való visszatéréssel megoldott magas hőfokú bepárlás is.

6.3.1. Anyag- és hőmérlegek

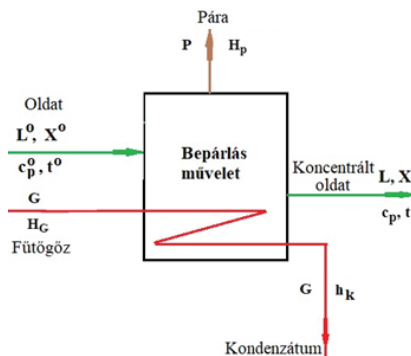
A vizes oldatok koncentrációját véve alapul, elemezzük a bepárlási műveletet anyag- és energiamérleg szempontjából. Ha az oldat kiinduló koncentrációja C^o (X^o) és végső koncentrációja C (X), a műveletet legjobban a belépő és kilépő fázisok és komponensek mérlegegyenletével írhatjuk le:



A műveletben szereplő elemi folyamat pedig a víz párolgása:



Természetesen, a vízpára megjelenését megelőzi a hőátvitel.



6.3.1. ábra. A bepárlás bloksémája:

L^o , L – a belépő, illetve a kilépő oldat tömegárama, kg/s; X^o , X – az oldat kezdeti, illetve végső tömegtörtje; c_p^o , c_p – a belépő oldat, illetve a kilépő oldat fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K); t^o , t – a belépő és a kilépő oldat hőmérséklete, °C vagy K; G – a fűtőgőz árama, kg/s; P – a pára árama, kg/s; H_G , H_p , h_k – a fűtőgőz, a pára, illetve a kondenzátum entalpiája, J/kg.

Általában a párolgáshoz szükséges hőt indirekt módon, felületen keresztül visszük be a rendszerbe. Vannak olyan esetek is, amikor a nyomáscsökkenés hatására a forró közeg hőjének egy része pára alakjában távozik a rendszerből. Ezt a megoldást alkalmazza az adiabatikus bepárló.

Figyelembe véve a 6.3.1. ábrán feltüntetett jelöléseket, fel lehet írni a teljes anyag- és a célkomponens mérlegét, illetve a hőmérleget.

6.3.1.1. Anyagmérleg

A mérlegegyenleteket stacionárius állapotra írjuk, hiszen a művelet folytonos:

$$\begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{oldat} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{fűtőgőz} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{oldat} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{kondenzátum} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{sarjűgőz} \end{bmatrix}$$

$$\text{vagyis: } L^o + G = L + P + G \quad (6.3.3)$$

A **célkomponens mérlege**, ha nincs fázisátalakulás:

$$\begin{bmatrix} \text{Oldattal} \\ \text{belépő} \\ \text{célkomponens} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Oldattal} \\ \text{kilépő} \\ \text{célkomponens} \end{bmatrix}$$

$$\text{vagyis: } L^o \cdot X^o = L \cdot X \quad (6.3.4)$$

Innen kiszámíthatjuk a kilépő koncentrált oldat mennyiségét:

$$L = L^o \cdot \frac{X^o}{X} \quad (6.3.5.)$$

A keletkezett pára pedig:

$$P = L^o - L = L^o \cdot \left(1 - \frac{X^o}{X} \right) \quad (6.3.6)$$

6.3.1.2. Hőmérleg

A hőmérleget szintén stacionárius állapotra írjuk fel, figyelembe véve a belépő és kilépő anyagáramok hőtartalmát:

$$\dot{Q}_L^o + \dot{Q}_G^o = \dot{Q}_L + \dot{Q}_P + \dot{Q}_K \quad (6.3.7)$$

$$L^o \cdot c_p^o \cdot t^o + G \cdot H_G = L \cdot c_p \cdot t + P \cdot H_P + G \cdot h_k \quad (6.3.8)$$

Ha figyelembe vesszük a hőveszteséget is, akkor felírható:

$$L^o \cdot c_p^o \cdot t^o + G \cdot H_G = L \cdot c_p \cdot t + P \cdot H_P + G \cdot h_k + \dot{Q}_{\text{veszt.}} \quad (6.3.9.)$$

Kifejezve a kilépő oldat mennyiségét, mint a belépő oldat és a kilépő pára mennyiségének különbsége, felírható:

$$L^o \cdot c_p^o \cdot t^o + G \cdot H_G = (L^o - P) \cdot c_p \cdot t + P \cdot H_p + G \cdot h_k \quad (6.3.10)$$

Ha kiemeljük a kapott párát vagy a szükséges gőzmennyiséget, felírhatók a következő összefüggések:

$$P = \frac{1}{H_p - c_p \cdot t} \cdot [L^o \cdot (c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + G \cdot (H_G - h_k)] \quad (6.3.11)$$

$$G = \frac{1}{H_G - h_k} \cdot [L^o \cdot (c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + P \cdot (H_p - c_p \cdot t)] \quad (6.3.12)$$

Beiktatva a pára mérlegét [a (6.3.6) összefüggés], fel lehet írni:

$$G = \frac{L^o}{H_G - h_k} \cdot \left[(c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + \left(1 - \frac{X^o}{X}\right) \cdot (H_p - c_p \cdot t) \right] \quad (6.3.13)$$

Ha a hőveszteséget is figyelembe vesszük, akkor felírhatjuk:

$$G = \frac{L^o}{H_G - h_k} \cdot \left[(c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + \left(1 - \frac{X^o}{X}\right) \cdot (H_p - c_p \cdot t) \right] + \frac{\dot{Q}_{veszt.}}{H_G - h_k} \quad (6.3.14)$$

Ha bevezetjük a kondenzációs entalpiát ($r = \Delta H_{kond}$, J/kg), az összefüggéseket a következő formában is felírhatjuk:

$$G = \frac{L^o}{r} \cdot \left[(c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + \left(1 - \frac{X^o}{X}\right) \cdot (H_p - c_p \cdot t) \right] \quad (6.3.15)$$

$$G = \frac{L^o}{r} \cdot \left[(c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + \left(1 - \frac{X^o}{X}\right) \cdot (H_p - c_p \cdot t) \right] + \frac{\dot{Q}_{veszt.}}{r} \quad (6.3.16)$$

A (6.3.16) összefüggés leírja, hogy a gőzzel bevitt hő ($G \cdot r$) elhasználódik az oldat felmelegítésére (t^o hőmérsékletéről a t hőmérsékletre), a gőzfázisba átment (elpárolgott) víz entalpiaváltozására és a hőveszteség fedezésére.

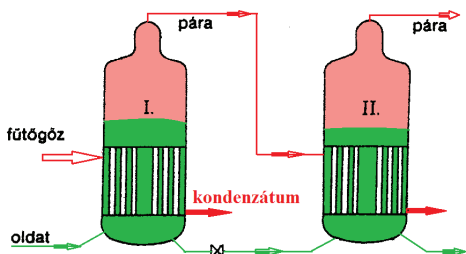
Sokszor a bepárlás hatékonyságának jellemzésére a G/P arányt (fajlagos fűtőgőz-szükséglet) szokás megadni, melyet a hőmérleg-egyenletekből számíthatunk ki:

$$\frac{G}{P} = \frac{\frac{L^o}{r} \cdot \left[(c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + \left(1 - \frac{X^o}{X}\right) \cdot (H_p - c_p \cdot t) \right]}{\frac{1}{H_p - c_p \cdot t} \cdot [L^o \cdot (c_p^o \cdot t^o - c_p \cdot t) + G \cdot r]} \quad (6.3.17)$$

6.3.1.3. Két- vagy többtestes bepárló mérlege

Az egytestes bepárló fűtőgőz használata elég nagy, kb. 1,1 kg fűtőgőz/kg pára. Ennek csökkentésére volt szükség a többtestes bepárló bevezetésére. Mint ahogy a 6.3.2. ábrán is látható, az első bepárlót friss fűtőgőzzel, a másodikat pedig az első által termelt párával fűtik. Az oldat bevezetése a testekbe lehet soros, párhuzamos vagy kevert kapcsolású.

Ahhoz, hogy az első test párája fűtőgőzként szerepelhessen a második testben, a hőmérséklete nagyobb kell legyen, mint a második testben lévő oldat forrtpontja. Ennek feltétele az, hogy az egymást követő bepárlókban a nyomást csökkenteni kell. Ezt úgy érjük el, hogy az *I.* testből kilépő párát a *II.* testben kondenzáljuk. Az utolsó test páráját pedig egy keverő vagy felületi kondenzátorban csapattjuk le. Az így összekapcsolt bepárlókészülékek frissgőzfogyasztása már jóval kisebb, mint az egytestes bepárlóé.



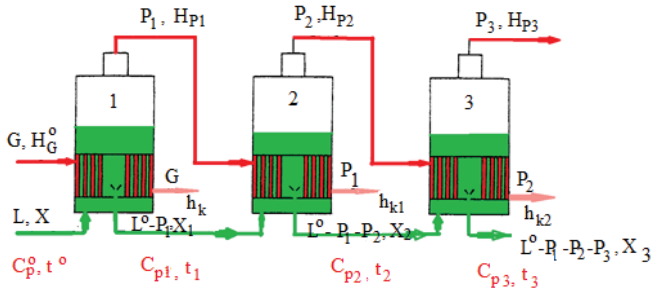
6.3.2. ábra. Kéttetes bepárló kapcsolási sémája (soros kapcsolás)

Ha figyelembe vesszük a veszteségeket is, kiszámítható az 1 kg oldószer elpárolgatására szükséges friss fűtőgőz. A vizes oldatok esetén a 6.3.1. táblázatban feltüntetett gyakorlati adatokat kapjuk. Az ötödik testet túlszárnyaló bepárlók fajlagos gőzfogyasztás-csökkenése nem biztosít már annyi hasznot, hogy érdemes legyen ötnél több bepárlótestet üzembe helyezése. Ipari szinten általában 3–5 bepárlóval működő berendezéseket alkalmaznak.

Az ilyen típusú bepárlóberendezés anyag- és hőenergia-mérlegének felállítására a Fonyó és Fábry (1998, 2004) szerinti ábrát (lásd a 6.3.3. ábrát) alkalmazzuk. Figyelembe véve az ábrán feltüntetett jelöléseket a 3 bepárlótestre, a 6.3.2. táblázatban feltüntetett mérlegeket kapjuk.

6.3.1. táblázat. A szükséges fűtőgőz mennyisége a bepárlótestek függvényében (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Testek száma | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|--|-----|------|-----|-----|------|
| Fajlagos gőzfogyasztás, kg fűtőgőz/kg bepárolt víz | 1,1 | 0,57 | 0,4 | 0,3 | 0,27 |



6.3.3. ábra. Háromtestes bepárló sémája (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

6.3.2. táblázat. A háromtestes bepárlók mérlege (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Anyagmérleg és a célkomponens mérlege | |
|---------------------------------------|--|
| Bepárlóttest száma | 1 $L^o = L + P_1$ $L^o \cdot X^o = (L^o - P_1) \cdot X_1 + P_1 \cdot 0$ |
| | 2 $(L^o - P_1) = (L^o - P_1 - P_2) + P_2$ $(L^o - P_1) \cdot X_1 = (L^o - P_1 - P_2) \cdot X_2 + P_2 \cdot 0$ |
| | 3 $(L^o - P_1 - P_2) = (L^o - P_1 - P_2 - P_3) + P_3$ $(L^o - P_1 - P_2) \cdot X_2 = (L^o - P_1 - P_2 - P_3) \cdot X_3 + P_3 \cdot 0$ |
| Hőmérleg | |
| | 1 $G \cdot H_G^o + L^o \cdot c_p^o \cdot t^o = G \cdot h_k + (L^o - P_1) \cdot c_{p1} \cdot t_1 + P_1 \cdot H_{P1}$ |
| | 2 $P_1 \cdot H_{P1} + (L^o - P_1) \cdot c_{p1} \cdot t_1 = P_1 \cdot h_{k1} + (L^o - P_1 - P_2) \cdot c_{p2} \cdot t_2 + P_2 \cdot H_{P2}$ |
| | 3 $P_2 \cdot H_{P2} + (L^o - P_1 - P_2) \cdot c_{p2} \cdot t_2 = P_2 \cdot h_{k2} + (L^o - P_1 - P_2 - P_3) \cdot c_{p3} \cdot t_3 + P_3 \cdot H_{P3}$ |

6.3.2. A hőátviteli felület becslése

Ahhoz, hogy a bepárlás megvalósulásához szükséges hőmennyiséget biztosíthassuk, szükséges a hajtóerőn (hőmérséklet-különbségen) túlmenően egy bizonyos felület is. A bepárláskor is a hőátbocsátási felület meghatározására a hőcserélőknél ismert összefüggést alkalmazzuk:

$$\dot{Q} = K \cdot A \cdot \Delta T_{\text{átl.}} \quad (6.3.18)$$

ahol: \dot{Q} – az átvitt/átbocsátott hőáram, W; K – hőátbocsátási tényező, W/(m²K); A – a hőátadási felület, m²; $\Delta T_{\text{átl.}}$ – átlagos hőmérséklet-különbség, K.

Innen ki lehet fejezni a szükséges felületet:

$$A = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta T_{\text{átl.}}}, \text{ m}^2 \quad (6.3.19)$$

A hőátbocsátási tényező értéke pedig:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_{\text{kond}}} + \sum_{i=1}^m \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_f} \quad (6.3.20)$$

ahol: α_{kond} – a kondenzációs hőátadási tényező, W/(m²·K); α_f – a fűtőcsőben/ forr-
csőben fellépő hőátadási tényező, W/(m²·K); δ_i – a réteg/fal vastagsága, m; λ_i – a
réteg/fal hővezetési tényezője, W/(m·K); i – a rétegek száma (minimum 1, a fal,
de a cső belsejében vagy külsején lévő lerakódást is figyelembe lehet/kell venni).

Ami a hőmérséklet-különbséget illeti, megállapítható, hogy bár a kondenzációs hőmérséklet konstans, a hőmérséklet-különbség – vagyis a fűtőközeg és a forrásban levő oldat közötti pozitív hőmérséklet-különbség – értéke nem állandó. Ez annak tulajdonítható, hogy az elpárologtatott oldószer hatására az oldat koncentrációja emelkedik, ami maga után vonja a forráspont-növekedést, mint ahogy a 6.3.4. ábrán is jól látható egyes oldatok esetében.

A hőmérséklet-növekedés nem csak az oldat koncentráció-növekedésének az eredménye, ezt még előidőzheti a bepárlóban lévő folyadékoszlop magassága is. Mint ismert, a nyomás növekedésével a forráspont emelkedik, tehát egy magasabb folyadékoszlop magasabb forráspontot eredményez.

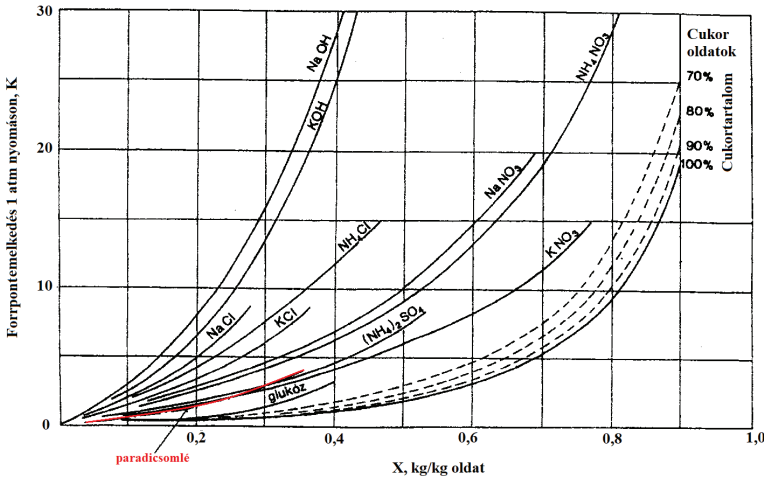
A két ok következtében a hőmérséklet-különbség csökken a bepárlás folyamán, ami az adott felület állandósága révén az átadott hőmennyiség csökkenéséhez vezet.

A bepárlótestbe belépő gőz hőmérséklete mindig túl kell szárnyalja a két hőmérséklet-emelkedést, vagyis fenn kell álljon az egyenlőtlenség:

$$T^o > T_{\text{forr.}}(X^o) + \Delta T_{X_i} + \Delta T_{h_i} \quad \text{az első testre} \quad (6.3.21)$$

$$T_i^o > T_{\text{forr.}}^i(X_i) + \Delta T_{X_i} + \Delta T_{h_i} \quad \text{az } i \text{ testre} \quad (6.3.22)$$

ahol: T^o – a fűtőgőz hőmérséklete, K; $T_{\text{forr.}}(X^o)$ – a kezdeti koncentrációnak megfelelő forráspont, K; $T_{\text{forr.}}^i(X_i)$ – az i testbe belépő oldat kezdeti koncentrációjának megfelelő forráspont, K; ΔT_{X_i} – a koncentrációváltozás által előidézett forráspont-emelkedés, K; ΔT_{h_i} – a folyadékoszlop-magasságnak tulajdonított forráspontemelkedés, K.



6.3.4. ábra. Forrpontemelkedés az oldat koncentrációjának függvényében (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Kis koncentrációjú vizes oldatoknál (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$\Delta T = 0,51 \cdot m \quad (6.3.23)$$

ahol: m – a moláris koncentráció: $m = 1000 \left(\frac{X}{M} \right)_{\text{oldott anyag}}$.

Ezeket a forráspont-emelkedéseket mérésekre alapozva határozzuk meg, vagy közelítő számításokat alkalmazhatunk. A *Tiscsenko* által javasolt összefüggés (Fonyó & Fábry, 1998, 2004) a nyomáshatásnak tulajdonított forrpontemelkedés számítására alkalmas:

$$\Delta T = T_{\text{forr.old.}} - T_{\text{forr.víz}} = (\Delta T)_n \left(\frac{T}{T_n} \right)^2 \left(\frac{r_n}{r} \right) \quad (6.3.24)$$

ahol: $T_{\text{forr.old.}}$, $T_{\text{forr.víz}}$ – az oldat, illetve az oldószer bepárlási nyomáson mért forrpontja, K; $(\Delta T)_n$ – légköri nyomáson mért forráspont-különbség, K; T – a tiszta oldószer forrpontja az oldat forrásának megfelelő nyomáson, K; T_n – az oldószer légköri nyomáson mért forrpontja, K; r_n – az oldószer forralási entalpiája légköri nyomáson, J/kg; r – az oldószer forralási entalpiája a bepárlási nyomáson, J/kg.

A gőzvezeték hidraulikus ellenállása következtében fellépő hőmérséklet-vesztés a vizes oldatok bepárlása esetében kb. 1–1,5 K értéknek szokás venni (Pavlov et al., 1972). A koncentrációnövekedésnek tulajdonított hőmérséklet-vesztés mérési adatokból (táblázat vagy grafikon) szokás megbecsülni. Néhány anyag légköri nyomáson mért forrpont-növekedését a 6.3.3. táblázat, illetve a 6.3.4. ábra tartalmazza.

6.3.3. táblázat. A légköri nyomáson mért forrpont emelkedése a koncentráció függvényében, K (Pavlov et al., 1972)

| Oldott anyag | Az oldat töménysége, % | | | | | | |
|-------------------|------------------------|-----|------|-----|------|------|-----|
| | 10 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
| NaNO ₃ | 1,2 | 2,6 | 4,5 | 6,8 | 10,0 | 14,5 | – |
| NaCl | 1,9 | 4,9 | 9,5* | – | – | – | – |
| Cukor | 0,1 | 0,3 | 0,6 | 1,2 | 2,0 | 3,3 | 5,4 |

*Tömény oldat esetében

A hasznos hőmérséklet-különbség ($\Delta T_{haszn.}$) nem más, mint a teljes hőmérséklet-különbség ($\Delta T_{telj.}$) – vagyis az első test fűtőgőzének a hőmérséklete ($T_{fűtőgőz}$) és az utolsó test párájának kondenzációs hőmérséklete ($T_{i,kond}$) közti különbség – mínusz a veszteségek összege:

$$\Delta T_{haszn.} = \Delta T_{telj.} - \Delta T_{veszt} = (T_{fűtőgőz} - T_{i,kond}) - \sum_{i=1}^n \Delta T_{veszt.i} \quad (6.3.25)$$

A hasznos hőmérséklet-különbség eloszlása az egyes testek között az egyenlő felületű bepárlótestek esetében:

$$\Delta T_i = \Delta T_{haszn.} \cdot \frac{\dot{Q}_i / K_i}{\sum_i \dot{Q}_i / K_i} \quad (6.3.26)$$

ahol: az i – a bepárlótestre értendő, \dot{Q}_i / K_i – a hőterhelés és a hőátbocsátási tényező aránya az i test esetében.

A hőátbocsátási tényező (K) meghatározására [ahogyan azt a (6.3.20) összefüggés is mutatja] a kondenzációs és forrponti hőátadási tényezőket alkalmazzuk. Az ezek meghatározására javasolt összefüggéseket a 6.3.4. táblázatban gyűjtöttük össze.

A K hőátbocsátási tényező értékének meghatározására a *Fonyó és Fábry* (1998, 2004) szerinti megközelítő számítást is választhatjuk, tiszta fal esetében:

Legyen a gőz hőmérséklete T^p és a forrásban lévő oldat hőmérséklete T . A két közeg hőmérséklet-különbségét jelöljük ΔT -vel. Ez a hőmérséklet-különbség állandó és három részttagból tevődik össze: a gőztéri (ΔT_k), a csőfali (ΔT_f) és a folyadéktéri (ΔT_l) hőmérséklet-különbségekből.

6.3.4. táblázat. Kondenzációs és forralási hőátadási tényező meghatározására alkalmas összefüggések

| Forrás | Összefüggés | Megjegyzés | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|-----------------------|----|--|--|-------|----|----|----|-----|------|-----|
| Kondenzációs hőátadási tényező | | | | | | | | | | | | | |
| Függőleges forráló (Pavlov et al., 1972) | $Nu = 0,943 \left(\frac{L^3 \cdot g \cdot r \cdot \rho_{kond}^2}{\lambda \cdot \eta_{kond} \cdot \Delta t} \right)^{0,25}$ | $\Delta t = t_{elített} - t_{fal}$ | | | | | | | | | | | |
| | <p>ahol: L – csőhossz és a karakterisztikus méret</p> $\alpha = 127 \cdot \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot d}{\eta \cdot G_m}}$ | G_m – kondenzátum tömegárama, kg/s; d – csőátmérő, m | | | | | | | | | | | |
| Forralási hőátadási tényező | | | | | | | | | | | | | |
| (Fonyó & Fábry, 1998, 2004) | $\alpha = 80 \cdot (T_{fal} - T_{old})^2 \cdot p^{0,6}$ | Víz esetében | | | | | | | | | | | |
| | <p>ahol: p – nyomás, bar</p> $\alpha = C \cdot 80 \cdot (T_{fal} - T_{old})^2 \cdot p^{0,6}$ | Cukoroldat esetében | | | | | | | | | | | |
| | <p>ahol: C – korrekciós faktor a vizes oldatok esetében:</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="4">Cukor oldat esetében:</th> </tr> <tr> <th>Konc.</th> <th>20</th> <th>30</th> <th>50</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>C</td> <td>0,88</td> <td>0,8</td> <td>0,64</td> </tr> </tbody> </table> | | Cukor oldat esetében: | | | | Konc. | 20 | 30 | 50 | C | 0,88 | 0,8 |
| | Cukor oldat esetében: | | | | | | | | | | | | |
| | Konc. | 20 | 30 | 50 | | | | | | | | | |
| C | 0,88 | 0,8 | 0,64 | | | | | | | | | | |
| $\alpha = 0,8 \cdot q^{0,755}, q > 17000 \text{ W/m}^2$ | Zománczott autoklávban | | | | | | | | | | | | |
| $\alpha = 80 \cdot q^{0,28}, q < 17000 \text{ W/m}^2$ | | | | | | | | | | | | | |
| (Tudose et al., 1990) | $\alpha = 3,88 \cdot q^{0,64} \cdot \left(\frac{L}{d} \right)_{\text{ös}}^{0,2}$ | Víz esetében | | | | | | | | | | | |
| | $\alpha = C \cdot q^{0,7} \cdot p^{0,15}, q > 94500 \text{ W/m}^2$ | Vizes oldat: $C=3$ | | | | | | | | | | | |
| | $Nu = 0,225 \cdot \left(\frac{c_p \cdot p \cdot d}{\lambda} \right)^{0,69} \cdot \left(\frac{\rho \cdot p \cdot d}{\sigma \cdot \rho} \right)^{0,31}$ | Forráló feletti forrás esetében | | | | | | | | | | | |
| | $Nu = 0,17 \cdot Re^{0,33} \cdot Pr^{0,43} \cdot Gr^{0,1} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$ | Lamináris áramláskor | | | | | | | | | | | |

| Forrás | Összefüggés | Megjegyzés |
|-----------------------|--|-------------------------------|
| (Tudose et al., 1990) | $Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{fal}} \right)^{0,25}$ | 10 000 < Re < 5 000 000 |
| | $\alpha = (3 \dots 4, 6) \cdot q^{0,7} \cdot p^{0,4} \cdot (1 - m \cdot X),$ | |
| | ahol: $q = 10000 \dots 72000 \text{ W/m}^2$; $p < 40 \text{ bar}$; 3 – érdes fal, 4,6 – tiszta fal; m – az oldott anyagtól függ. | 60%-os cukoroldatnál: $m=1,2$ |

Írjuk fel a hőáramsűrűséget mindhárom hőmérsékletesésnek megfelelően:

$$q = K \cdot \Delta T = \alpha_k \cdot \Delta T_k = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \Delta T_f = \alpha_f \cdot \Delta T_l \quad (6.3.27)$$

Figyelembe véve a két hőátbocsátási tényező számítási összefüggéseit, felírhatjuk:

$$\alpha_k = C_g \cdot (\Delta T_k)^u \quad (6.3.28)$$

$$\alpha_f = C_f \cdot (\Delta T_l)^n \quad (6.3.29)$$

ahol: $u = -1/4$, $n = 2$, a C_g és C_f állandók a közegek minőségétől és a bepárló geometriájától függenek.

Behelyettesítve az összefüggésbe, felírható:

$$q = K \cdot \Delta T = C_g \cdot (\Delta T_k)^{u+1} = \frac{\lambda}{\delta} \cdot \Delta T_f = C_f \cdot (\Delta T_l)^{n+1} \quad (6.3.30)$$

Innen:

$$\Delta T_k = \left(\frac{K \cdot \Delta T}{C_g} \right)^{\frac{1}{u+1}}, \Delta T_l = \left(\frac{K \cdot \Delta T}{C_f} \right)^{\frac{1}{n+1}}, \Delta T_f = K \cdot \Delta T \cdot \frac{\delta}{\lambda} \quad (6.3.31 \text{ a, b, c})$$

Figyelembe véve, hogy a teljes hőmérséklet-különbség a három hőmérséklet-különbség összege, felírható:

$$\Delta T = \left(\frac{K \cdot \Delta T}{C_g} \right)^{\frac{1}{u+1}} + K \cdot \Delta T \cdot \frac{\delta}{\lambda} + \left(\frac{K \cdot \Delta T}{C_f} \right)^{\frac{1}{n+1}} \quad (6.3.32)$$

Behelyettesítve az u és az n értékeit, és bevezetve a $Z = 0,1 \cdot K^{1/3}$, a következő egyenletet kapjuk:

$$A \cdot Z^4 + B \cdot Z^3 + D \cdot Z - E = 0 \quad (6.3.33)$$

Kiszámítjuk a pozitív valós gyököt, mely 0,5–1,5 sávban mozog. Innen megkapjuk a K értéket, vagyis $K=1000 Z^3$, ami megfelel a $K=125 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ és $2300 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ közötti értékeknek.

6.3.3. Bepárlótípusok

A bepárlók bevezetésétől eltelt két évszázad alatt nagyon sok típusú készüléket alkalmaztak. Ezek lehetnek természetes vagy kényszeráramlásúak. Általában a hűtőbocsátás a köpenytérből a csövek felé történik. A csövekben túlhevített folyadék kerül be a pára kamrába. A páraelvezetés a pára kamra tetején történik.

Olyan esetekben, amikor az oldat viszkozitása nagy, a természetes keringés már nem elégséges a bepárló üzemeltetésére, és kényszeráramlású bepárlókat alkalmaznak. Itt az áramlást többféleképpen oldhatjuk meg, kezdve a belső csőbe beépített keverő típusú áramoltatástól egészen az örvényszivattyús áramoltatásig. A közeg áramoltatási sebessége 1–3,5 m/s között mozog. Az 1 m/s sebesség alatt már nemigen kifizetődő az áramoltatásra szolgáló energia ára, ilyenkor inkább a szabad vagy keverős áramoltatást alkalmazzák. A 4 m/s feletti sebesség sem használ, hisz nem javul olyannyira a hűtőadási tényező értéke, hogy ez alkalmazható legyen.

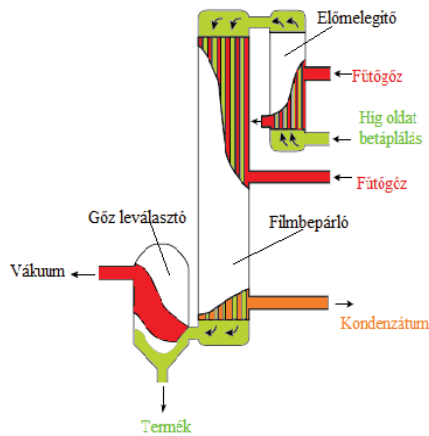
Bármilyen elhelyezésű is legyen a bepárló fűtőkamrája, az a fontos, hogy jó legyen benne a gőzelosztás és legyen megfelelő a légtelenítés. Mint ismert, a kondenzálási hő átadását jobban elősegíti a vízszintes helyzetű cső, ellenben a légtelenítést a függőleges helyzetben lehet a legjobban megvalósítani. Ahhoz, hogy a fűtőkamra minden csövét jól érintse a betődülő gőz, különböző szerkezeti megoldásokat alkalmaznak. A terelőlemezek segítségével több járatot alakítanak ki, ami elősegíti a nagy sebességű gőzáramlást. Így a stagnáló hártya könnyen eltávolítható a cső felületéről, és a hűtőbocsátási tényező értéke magas szinten tartható.

Ahhoz, hogy nagy hűtőbocsátási tényezővel dolgozzunk, szükséges a levegő vagy a nem kondenzáló gázok kivezetése a fűtőkamrából. Éppen ezért a fűtőkamrák légtelenítő nyílással vannak ellátva. A légtelenítő nyílást a fűtőkamra alján helyezik el (a levegő nehezebb, mint a forró gőz), de olyan helyzetbe, hogy megakadályozzák a kondenzátum kifolyását.

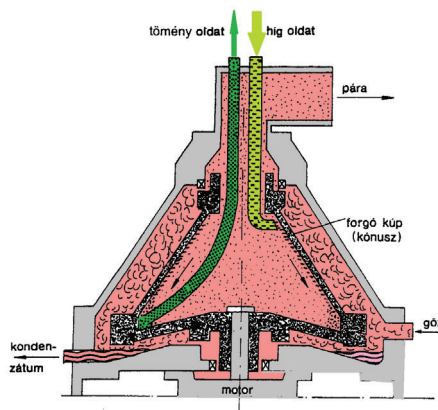
A bepárlás intenzitásának növelésére alkalmasak a lecsurgó filmes készülékek. Ennek az elvét a 6.3.5. ábrán láthatjuk. Mint látható, az előmelegített folyadék a bepárlóba kerül, ahol egy lecsurgó filmet alkot, miközben hőt vesz fel és túlhevítődik. Innen kerül a gőzelválasztóba, amely alacsonyabb nyomáson működik. Az elválasztott koncentrált termék tovább bepárolható, ha a szárazanyag-tartalom ezt megköveteli. A gyorsabb elpárologtatást szolgálja a centrifugális erőt is felhasználó Centritherm bepárló (lásd a 6.3.6. ábrát). Ebben a készülékben az alsó tengely motorhajtású tányért és kúpot forgat. A híg oldatot a felső részen adagolják be, amely szétterül a kúp belső falán, kb. 0,1 mm vastag filmet alkotva. A lecsurgó folyadék tartózkodási ideje 1 s alatti. A forgó kónuszt körülvevő köpenybe forró

gőzt vezetnek be. A kondenzátum alul van kivezetve. A pára a forgó rész szájré-
széhez illesztett álló pára-kivezető csonkon távozik. A koncentrált oldat a beépített
álló csövön távozik. A bepárló teljesítménye kb. 50–2500 kg/h pára.

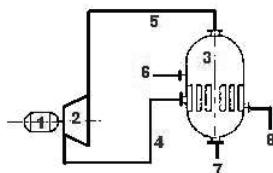
A gőzkompressziós bepárlórendszer esetében (lásd a 6.3.7. ábrán feltüntetett
elvi kialakítást) ahhoz, hogy a párát fűtésre használhassuk, nagyobb nyomásra kell
sűríteni egy villanymotorral hajtott kompresszorban. Az így átalakított villamos
energia segítségével megoldható a pára további újrafelhasználása. Az ilyen beren-
dezések gazdaságossága függ a gőz és a villamos energia árainak arányától. Olyan
esetben, ahol a villamos energia olcsó, ott az ilyen berendezéseknek jövőjük van.



6.3.5. ábra. A filmbepárló elvi működése (Broome, 2005)



6.3.6. ábra. A Centritherm típusú bepárló működési vázlatja
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)



6.3.7. ábra. Turbókompresszoros bepárló

(Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

1 – motor, 2 – turbókompresszor, 3 – bepárló, 4 – fűtőközeg, 5 – pára,
6 – betáplált oldat, 7 – koncentrált oldat, 8 – kondenzátum

6.3.4. Megoldott számítási példák

6.3.4.1. Kéttetes bepárló fűtőgőzszükséglete

Határozzuk meg, mennyi $1,985 \cdot 10^5$ Pa nyomású fűtőgőzre van szükségünk ahhoz, hogy 9000 kg/h tömegáramú és 10% szárazanyag-tartalmú levet 50% szárazanyag-tartalomra sűrítsünk egy kéttetes bepárlóban.

Ismertek a következő adatok: az első bepárlótestből a pára 95°C hőmérséklettel, a másodikból 70°C hőmérséklettel lép ki; az első testben fellépő hőátbocsátási tényező $1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, a másodikban $800 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; a betáplálási hőmérséklet 20°C ; a levek fajlagos hőkapacitása $3800 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$, $3000 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$, illetve $2500 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$. A számításoknál a két test hőátadási felületét egyenlőnek és a hajtóerőt azonosnak vesszük (Sing–Heldman alapján).

Megoldás:

Figyelembe véve a 6.3.8. ábrán feltüntetett jelöléseket, írjuk fel az anyagmérleget és a szárazanyagra vonatkozó mérleget:

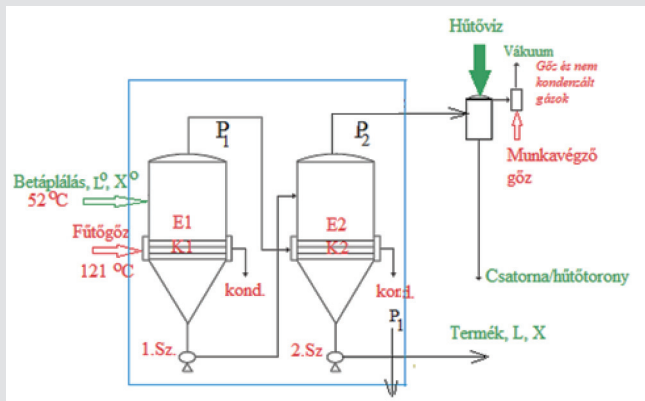
$$\begin{cases} L^o = L + P \\ L^o \cdot X^o = L \cdot X + P \cdot 0 \end{cases}$$

Behelyettesítve:

$$\begin{cases} 9000 = L + P \\ 9000 \cdot 0,1 = L \cdot 0,5 + P \cdot 0 \end{cases}$$

Az egyenletrendszer megoldva kapjuk:

$$\begin{cases} L = 1800 \text{ kg/h} \\ P = 7200 \text{ kg/h} \end{cases} \text{ vagyis } \begin{cases} L = 0,5 \text{ kg/s} \\ P = 2 \text{ kg/s} \end{cases}$$



6.3.8. ábra. A kéttetes bepárló vázlatja

Mivel a második test forrpponti hőmérséklete 70 °C , a fűtőgőzzé 120 °C , következnek, hogy a teljes hajtóerő:

$$\Delta t = t_g^o - t_{\text{forr}(2)} = 120 - 70 = 50\text{ °C}$$

Ha a hajtóerők egyenlők, akkor:

$$\Delta t = \Delta t_{(1)} + \Delta t_{(2)} = 2 \cdot (\Delta t_i) = 50\text{ °C} \Rightarrow \Delta t_{(1)} = \Delta t_{(2)} = \frac{50}{2} = 25\text{ °C}$$

Mivel a hőátbocsátási felület is egyenlő, felírható:

$$A_1 = A_2 \Rightarrow \frac{\dot{Q}_1}{K_1 \cdot \Delta t_{(1)}} = \frac{\dot{Q}_2}{K_2 \cdot \Delta t_{(2)}}$$

Vagy:

$$\frac{m_{fg}^o \cdot (H_{fg} - h_{k1})}{K_1 \cdot (t - t_{\text{forr}1})} = \frac{P_1 \cdot (H_{P1} - h_{k2})}{K_2 \cdot (t_{\text{forr}1} - t_{\text{forr}2})}$$

Mielőtt az ismert adatokat behelyettesítjük, a víz-gőz táblázatból ki kell keresnünk a megfelelő tulajdonságokat (lásd a 6.3.5. táblázatot):

6.3.5. táblázat. A gőz és a kondenzátum entalpiája.

| Hőmérséklet, °C | Gőzentalpia, kJ/kg | Kondenzátumentalpia, kJ/kg |
|-----------------|--------------------|----------------------------|
| 120 | 2706 | 504 |
| 95 | 2668 | 398 |
| 70 | 2626 | 293 |

Behelyettesítve, az alábbi összefüggésre egyszerűsödik az egyenlőség:

$$\frac{m_{fg}^o \cdot (2706 - 504)}{1000 \cdot 25} = \frac{P_1 \cdot (2668 - 398)}{800 \cdot 25}$$

$$\text{Innen: } m_{fg}^o = 1,288 \cdot P_1$$

Írjuk fel a hőmérleget a bepárlási folyamatra (kék kontúrral jelöltük az ábrán):

$$m_{fg}^o \cdot H_{fg} + L^o \cdot c_p^o \cdot t_L^o = m_{fg}^o \cdot h_{k1} + P_1 \cdot h_{P1} + P_2 \cdot H_{P2} + L \cdot c_p \cdot t_L$$

Helyettesítsünk be:

$$m_{fg}^o \cdot 2706 + 2,5 \cdot 3,8 \cdot 20 = m_{fg}^o \cdot 504 + P_1 \cdot 398 + P_2 \cdot 2626 + 0,5 \cdot 2,5 \cdot 70$$

Ismerve a belépő gőz mennyiségét a keletkező pára függvényeként, fel lehet írni:

$$1,288 \cdot P_1 \cdot (2706 - 504) + 2,5 \cdot 3,8 \cdot 20 = P_1 \cdot 398 + P_2 \cdot 2626 + 0,5 \cdot 2,5 \cdot 70$$

Tudva, hogy a két páramennyiség összege 2 kg/s, felállítható egy két ismeretlent tartalmazó egyenletrendszer:

$$\begin{cases} P_1 + P_2 = 2 \\ (1,288 \cdot (2706 - 504) - 398) \cdot P_1 - 2626 \cdot P_2 = -102,5 \end{cases}$$

$$\text{Innen meghatározzuk az ismeretleneket: } \begin{cases} P_1 = 1,0168 \text{ kg/s} \\ P_2 = 0,9832 \text{ kg/s} \end{cases}$$

Így a gőzszükséglet: $m_{fg}^o = 1,288 \cdot 1,0168 = 1,3096 \text{ kg/s}$.

A fajlagos gőzszükséglet értéke pedig:

$$f_{g\ddot{o}z} = \frac{m_{fg}^o}{P} = \frac{1,3096}{2} = 0,6548 \frac{\text{kg fűtőgőz}}{\text{kg sarjűgőz}}$$

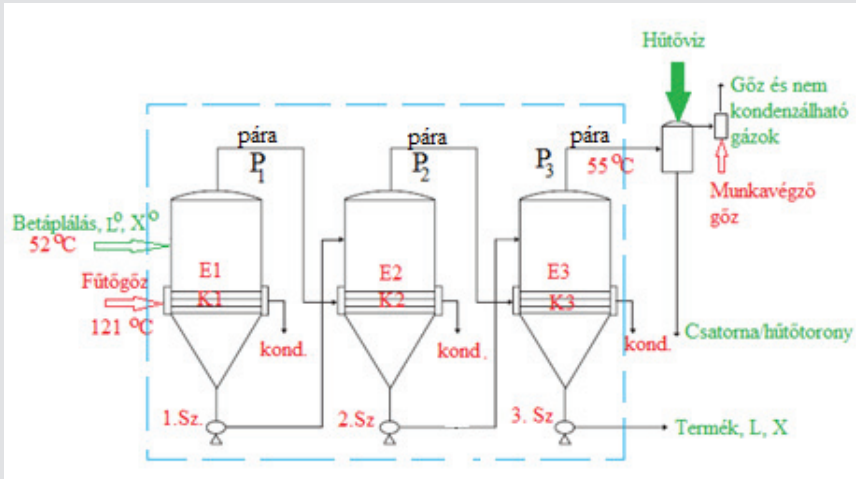
6.3.4.2. Háromtestes bepárló gőzszükséglete és a hőátadási felület kiszámítása

Egy háromtestes bepárlóban gyümölcslevet sűrítünk 10% szárazanyag-talomról 50% szárazanyag-tartalomig. Ismerve a betáplált oldat tömegáramát (2500 kg/h), a fűtőgőz hőmérsékletét (121 °C), az utolsó testben a víz forr-ponti hőmérsékletét (55 °C), a betáplálási hőmérsékletet (52 °C), a bepárlók hőátbocsátási tényezőit [1850 W/(m²K)], becsüljük meg a hőátadási felületet és a gőzszükségletet, ha az oldatok fajlagos hőkapacitását 2700 J/(kg·K)-nek, a testek hőterhelését pedig azonosnak vesszük.

Megoldás:

A víz-gőz táblázatból kiolvassuk a közegek entalpiáját:

$$H_{sg}(55\text{ °C}) = 2680\text{ kJ/kg}; H_{viz}(52\text{ °C}) = 216\text{ kJ/kg}$$



6.3.9. ábra. A háromtestes bepárló sémája

Most oldjuk meg a teljes folyamatra az anyagmérleget (lásd a 6.3.9. ábrán a kék téglalapot):

$$\begin{cases} L^\circ = L + P \\ L^\circ \cdot X^\circ = L \cdot X + P \cdot 0 \end{cases}$$

Behelyettesítve az ismert adatokat:

$$\begin{cases} 2500 = L + P \\ 2500 \cdot 0,1 = L \cdot 0,5 + P \cdot 0 \end{cases}$$

Innen: $L = 500\text{ kg/h}$, $P = 2000\text{ kg/h}$.

Ha a gőzterhelés a bepárlótestekben megegyezik, akkor értéke:

$$P_1 = P_2 = P_3 = \frac{2000}{3} = 666,66\text{ kg/h}$$

Ismerve a kilépett páramennyiséget, számítsuk ki minden egység mérleget. A számításokat összefoglalva a 6.3.6. táblázatban láthatjuk.

6.3.6. táblázat. A három bepárlótestre vonatkozó számított adatok.

| Bepárlótest | Anyag- és komponensmérleg | Megoldás |
|-------------|---|--|
| E1. fokozat | $\begin{cases} L^o = L_1 + P_1 \\ L^o X^o = L_1 \cdot X_1 + P_1 \cdot 0 \\ 2500 = L_1 + 666,66 \\ 2500 \cdot 0,1 = L_1 \cdot X_1 + 666,66 \cdot 0 \end{cases}$ | $\begin{cases} L_1 = 1833,33 \text{ kg/h} \\ X_1 = 0,1363 \end{cases}$ |
| E2. fokozat | $\begin{cases} L_1 = L_2 + P_2 \\ L_1 X_1 = L_2 \cdot X_2 + P_2 \cdot 0 \\ 1833,33 = L_2 + 666,66 \\ 1833,33 \cdot 0,1363 = L_2 \cdot X_2 + 666,66 \cdot 0 \end{cases}$ | $\begin{cases} L_2 = 1166,66 \text{ kg/h} \\ X_2 = 0,2142 \end{cases}$ |
| E3. fokozat | $\begin{cases} L_2 = L_3 + P_3 \\ L_2 X_2 = L_3 \cdot X_3 + P_3 \cdot 0 \\ 1166,66 = L_3 + 666,66 \\ 1166,66 \cdot 0,2142 = L_3 \cdot X_3 + 666,66 \cdot 0 \end{cases}$ | $\begin{cases} L_3 = 500 \text{ kg/h} \\ X_3 = 0,5 \end{cases}$ |

Számítsuk ki a molálós koncentrációt és a forrpontemelkedést:

$$C_{M(1)} = \frac{X_1/M}{1-X_1} \cdot 1000 = \frac{0,1363/180}{1-0,1363} \cdot 1000 = 0,876 \text{ molálós}$$

$$C_{M(2)} = \frac{X_2/M}{1-X_2} \cdot 1000 = \frac{0,2142/180}{1-0,2142} \cdot 1000 = 1,514 \text{ molálós}$$

$$C_{M(3)} = \frac{X_3/M}{1-X_3} \cdot 1000 = \frac{0,5/180}{1-0,5} \cdot 1000 = 5,555 \text{ molálós}$$

Ezeket ismerve, a koncentrációváltozás miatt várható forráspont-emelkedés értékei:

$$\Delta t_1 = 0,51 \cdot C_{M(1)} = 0,51 \cdot 0,879 = 0,448 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 0,51 \cdot C_{M(2)} = 0,51 \cdot 1,514 = 0,772 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_3 = 0,51 \cdot C_{M(3)} = 0,51 \cdot 5,555 = 2,83 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A hajtóerő becslése:

$$\Delta t = \Delta t_{\text{hasznos}} = t_{\text{fg}} - \left(t_{\text{forr}} + \sum_i \Delta t_i \right)$$

$$\text{Vagyis: } \Delta t = 121 - (55 + 0,448 + 0,772 + 2,83) = 61,95 \text{ } ^\circ\text{C} \equiv 61,95 \text{ K}$$

A hőátbocsátási tényező soros kapcsolás esetében:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{K_1} + \frac{1}{K_2} + \frac{1}{K_3}$$

Behelyettesítve:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{1850} + \frac{1}{1850} + \frac{1}{1850} \Rightarrow K = 616 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Az elpárolgáshoz szükséges hőmennyiség becslése:

$$\begin{aligned} \dot{Q} &= \dot{Q}_{old.} + \dot{Q}_{sg} = L \cdot \left(t_{forr(3)} + \sum_i \Delta t_i - t^o \right) \cdot c_p + P \cdot (H_{sg} - H_{víz}) = \\ &= 500 \cdot (55 + 2,83 + 0,77 + 0,44 - 52) \cdot 2700 + 2000 \cdot (2680 - 216) \cdot 10^3 = 4,937 \cdot 10^9 \text{ J/h} \end{aligned}$$

$$\text{Vagyis: } \dot{Q} = \frac{4,937 \cdot 10^9}{3600} = 1,371 \cdot 10^6 \text{ J/s} = 1,371 \cdot 10^6 \text{ W}$$

A szükséges felület:

$$A = \frac{\dot{Q}}{K \cdot \Delta t} = \frac{1,371 \cdot 10^6}{616 \cdot 61,95} = 35,92 \approx 36 \text{ m}^2$$

Ez azt jelenti, hogy a három bepárló egyenként kb. 12 m² felülettel kell rendelkezzen.

Nézzük meg, mit jelent a három bepárló alkalmazása a gőzfogyasztás szintjén:

Ha egy bepárlót használnánk, amely a 121 °C hőmérsékletű gőzzel dolgozik, akkor a gőzszükséglet legkevesebb:

$$\dot{Q} = m_G^o \cdot r \Rightarrow 1,371 \cdot 10^6 = m_G^o \cdot 2190 \cdot 10^3 \Rightarrow m_G^o = \frac{1,371 \cdot 10^6}{2,190 \cdot 10^6} = 0,626 \text{ kg/s}$$

$$\text{Vagyis: } m_G^o = 0,626 \cdot 3600 = 2253,6 \text{ kg/h}$$

Ez azt jelenti, hogy ha egy testtel dolgozunk, a fajlagos fűtőgőzszükséglet:

$$f_g = \frac{2253,6}{2000} = 1,126 \text{ kg fűtőgőz/kg sarjűgőz.}$$

Amikor három testet alkalmazunk, fűtőgőz csak az E1-be kell, tehát most a hőszükséglet:

$$\dot{Q} = \dot{Q}_{old.} + \dot{Q}_{sg} = 1833 \cdot (55 + 0,44 - 52) \cdot 2700 + 666,66 \cdot (2680 - 216) \cdot 10^3 = 1,66 \cdot 10^9 \text{ J/h}$$

Így a fűtőgőz-szükséglet ebben az esetben:

$$\dot{Q} = m_G^o \cdot r \Rightarrow m_G^o = \frac{1,66 \cdot 10^9}{2,190 \cdot 10^6} = 757 \text{ kg/h}$$

A fajlagos gőzszükséglet pedig: $f_g = \frac{757}{2000} = 0,3585$ kg fűtőgőz/kg sarjúgőz.

6.3.4.3. Kéttetes filmbepárló méretezése

Számítsuk ki a kéttetes filmbepárló csöveinek számát és azok hosszát, ismervé a betáplált 100 °C fokra előmelegített, 11,9% szárazanyag-tartalmú tej összetételét (3,57% zsír, 3,2% fehérje, 4,4% cukor, 0,69% ásványi só, 88,14% víz), tömegáramát (0,85 kg/s), a használt 125 °C hőmérsékletű fűtőgőz entalpiáját ($H_g = 2713$ kJ/kg), a kondenzátum entalpiáját ($h_k = 525$ kJ/kg), a második testben lévő hőmérsékletet (kb. 50 °C) és a kilépő tej szárazanyag-tartalmát (kb. 50%).

Megoldás:

A számításához szükséges tulajdonságok becslésére meg kell határoznunk a két testben uralkodó hőmérsékleteket, tudva, hogy a bepárlókban a közeg a forrponthoz közeléig melegedhet fel.

Először kiszámítjuk az első testben fellépő nyomásértékeket, figyelembe véve, hogy a második testben a vákuum az 50 °C hőmérsékletnek felel meg, a szolvens (víz) nyomás-forrponthoz viszonyítva pedig a 6.3.7. táblázatban láthatjuk.

6.3.7. táblázat. A forrponthoz tartozó értékek a nyomás függvényében (Levenspiel, 2014)

| t , °C | 50 | 100 | 110 |
|-----------|--------|--------|-------|
| p , bar | 0,1235 | 1,0133 | 1,433 |

Mivel a tej forrponthoz nagyon kis mértékben tér el a víz forrponthoztól, kezdetben azonosnak vehető. Ismervé a második test hőmérsékletén uralkodó nyomásviszonyokat, felírható:

$$p_1 = p_2 + \frac{\Delta p}{2} = 0,1235 + \frac{1,0133 - 0,1235}{2} = 0,568 \text{ bar}$$

Ezen a nyomáson a víz forrponthoz: 84,9 °C.

Figyelembe véve, hogy nem vízről, hanem tejről van szó, kiszámítjuk az egyes testben fellépő forrponthoz:

$$t = t_{\text{viz}} + \Delta t_E + \Delta t_p,$$

ahol: t_{viz} – a tiszta víz forrponthoz az uralkodó nyomáson, °C; Δt_E – forrponthozemelkedés az összetétel következményeként, °C; Δt_p – a nyomás hatására fellépő forrponthozemelkedés, °C.

Mivel a lecsurgó filmes bepárlóban a nyomáshatás elhanyagolható, marad a Δt_E becslése az *ebullioszkópos* módszer alapján: $\Delta t_E = K_E \cdot \bar{C}$, amelyben K_E az ebullioszkópos állandó, a \bar{C} a molális koncentráció.

Mivel a tejben a forrpontemelkedést a laktóz, az ásványi sók és a vízben oldódó fehérjék okozzák, ki kell számítani a tej átlagos molális koncentrációját.

Egy liter normalizált tejben, melynek összetétele kb. 3,6% zsír, 3,2% fehérje, 4,4% cukor, 0,7% ásványi só, 88,1% víz, akkor benne található kb. 37,01 g zsír, 32,96 g fehérje, 45,32 g cukor, 7,21 g ásványi só és 907,43 g víz. Ha a protein felét (16,48 g), a cukrot teljességében és az ásványi sókat is teljességében számoljuk, akkor az összes oldott mól mennyisége:

$$n = \frac{7,21}{22} + \frac{45,32}{180} + \frac{16,48}{2061} = 0,587 \text{ mol}$$

Tehát:

$$\bar{C} = \frac{n}{m_{\text{víz}}} \cdot 1000 = \frac{0,587}{907,43} = 0,646 \frac{\text{mol}}{1000 \text{ g víz}}$$

A koncentrációnak köszönhető forrpontemelkedés:

$$\Delta t_E = K_E \cdot \bar{C} = 0,52 \cdot 0,646 = 0,336 \text{ }^\circ\text{C}$$

A bepárlás során a koncentráció nagyobb lesz, hisz 11,9%-ról 50%-ra nő, a szárazanyag molaritása tehát 0,646-ról 1,07-re növekszik. Ez egyben azt jelenti, hogy az átlag értékhez tartozó forrpontemelkedés:

$$0,52 \cdot \left(\frac{0,646 + 1,07}{2} \right) = 0,52 \cdot 0,855 = 0,44 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Az ebullioszkópos forrpontemelkedés a második testben pedig az átlagos $\frac{1,07 + 2,35}{2} = 1,71$ molális koncentráció értéken $\Delta t_E = 0,52 \cdot 1,71 = 0,89 \text{ }^\circ\text{C}$.

Ezeknek köszönhetően a kéttestes egységek paraméterei a 6.3.8. táblázatnak megfelelően alakulnak.

6.3.8. táblázat. *Első és második bepárló test paraméterei*

| Paraméterek | Első bepárlótest | Második bepárlótest |
|---------------------------|------------------|---------------------|
| Uralkodó nyomás, bar | 0,568 | 0,1235 |
| Forrponti hőmérséklet, °C | 85,4 | 50,89 |
| Fűtőgőz-hőmérséklet, °C | 125 | 85,3 |

| Paraméterek | Első bepárlótest | Második bepárlótest |
|---|------------------|---------------------|
| Fűtőgőz-entalpia, kJ/kg | 2713 | 2651 |
| Kondenzátumentalpia, kJ/kg | 525 | 356 |
| Kondenzátum sűrűsége, kg/m ³ | 943,4 | 970,8 |
| Kondenzátum hővezetési tényezője, W/(m·K) | 0,685 | 0,673 |
| Kondenzátum viszkozitása, mPa·s | 0,232 | 0,334 |

Ahhoz, hogy a sűrítmények tulajdonságait megbecsüljük, ismerni kell az összetételt. Ehhez alkalmazva a 6.3.10. ábrán feltüntetett jelöléseket, megoldjuk az anyagmérlegeket.

Felírjuk a teljes mérleget és a bepárlók mérlegét:

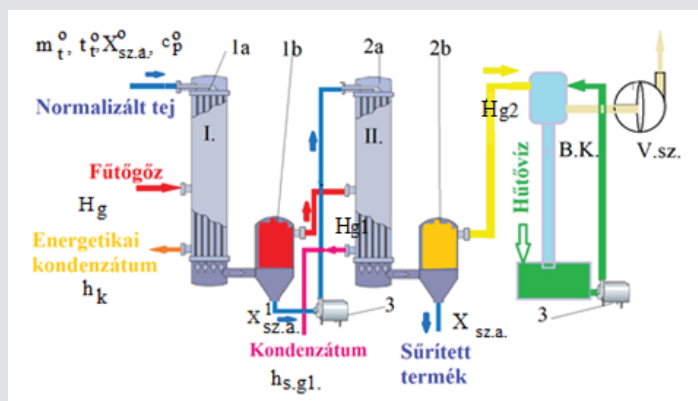
$$m_t^o + m_g^o = m_t + m_{p1} + m_{p2} + m_k$$

Ismerve, hogy a fűtőgőz és annak kondenzátuma megegyezik, felírható:

$$m_t^o = m_t + m_{p1} + m_{p2}$$

Felírjuk a szárazanyagmérleget is:

$$m_t^o \cdot X_{sz.a.}^o = m_t \cdot X_{sz.a.} + m_{p1} \cdot 0 + m_{p2} \cdot 0$$



6.3.10 ábra. Kéttetes bepárló sémája:

1a, 2a – lecsurgófilmes bepárló, 1b, 2b – gőz-tej leválasztó, 3 – szivattyú,
B.K. – barometrikus kondenzátor, V.sz. – vákuumszivattyú

Helyettesítsük be és számítsuk ki a teljes anyagmérleget:

$$\begin{cases} 0,85 = m_t + m_p \\ 0,85 \cdot 0,119 = m_t \cdot 0,5 + m_p \cdot 0 \end{cases}$$

Innen következnek:

$$\begin{cases} \dot{m}_t = 0,2023 \text{ kg/s} \\ \dot{m}_p = 0,6477 \text{ kg/s} \end{cases}$$

Ahhoz, hogy az egyes testekben keletkezett páramennyiségeket is meghatározhatassuk, szükség van a hőmérlegre is:

$$\dot{Q}_G^o + \dot{Q}_t^o = \dot{Q}_t + \dot{Q}_k + \dot{Q}_{P1} + \dot{Q}_{P2} + \dot{Q}_v + \dot{Q}_{konc}$$

ahol: \dot{Q}_G^o – a bepárláshoz használt gőz hőtartalma, J/s; \dot{Q}_t^o , \dot{Q}_k – a bepárlóba betáplált normalizált tej és a kilépő koncentrált tej hőtartalma, J/s; \dot{Q}_{P1} , \dot{Q}_{P2} – az egyes és kettes bepárlótestből távozó pára hőtartalma, J/s; \dot{Q}_v – hőveszteség, 0,3...3%-a a bevitt hőnek, J/s; \dot{Q}_{konc} – a koncentrálni folyamat hőmennyisége, J/s.

Ha elhanyagoljuk a \dot{Q}_{konc} és a \dot{Q}_v értékeit, felírható:

$$\dot{m}_G^o (H_g - h_k) = \dot{m}_{P1} \cdot h_{g1} + \dot{m}_{P2} \cdot H_{g2} + \dot{m}_{st} \cdot c_{pst} \cdot t - \dot{m}_t^o \cdot c_{pt} \cdot t_t^o$$

ahol: \dot{m}_G^o – a bevezetett gőz tömegárama, kg/s; \dot{m}_{P1} , \dot{m}_{P2} – az egyes és kettes bepárlótest által kibocsátott pára tömegárama, kg/s; \dot{m}_t^o , \dot{m}_{st} – a belépő normalizált tej és a távozó sűrített tej tömegárama, kg/s; H_g , h_k – a bepárláshoz használt gőz és kondenzátumának entalpiája, J/kg; h_{g1} – a lekondenzált pára entalpiája, J/kg; H_{g2} – a kettes testből kilépő pára entalpiája, J/kg; c_{pt} , c_{pst} – a tej és a sűrített tej fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K); t_t^o , t – a belépő tej és a kilépő sűrített tej hőmérséklete, °C.

Kifejezzük a gőzszükségletet:

$$\dot{m}_G^o = \frac{1}{H_g - h_k} \cdot (\dot{m}_{P1} \cdot h_{g1} + \dot{m}_{P2} \cdot H_{g2} + \dot{m}_{st} \cdot c_{pst} \cdot t - \dot{m}_t^o \cdot c_{pt} \cdot t_t^o)$$

Felírjuk a veszteségmentes hőmérleget a két bepárlóra:

– Az első test mérlege:

$$\dot{m}_G^o = \frac{1}{H_g - h_k} \cdot (\dot{m}_{P1} \cdot H_{g1} + \dot{m}_{st1} \cdot c_{pst1} \cdot t_1 - \dot{m}_t^o \cdot c_{pt} \cdot t_t^o)$$

– A második test mérlege:

$$\dot{m}_{P1} = \frac{1}{H_{g1} - h_{k1}} \cdot (\dot{m}_{P2} \cdot H_{g2} + \dot{m}_{st} \cdot c_{pst} \cdot t - \dot{m}_{st1} \cdot c_{pst1} \cdot t_1)$$

Ismerve az áramok tulajdonságait, helyettesítsünk be az egyenletekbe:

$$\dot{m}_G^o = \frac{(\dot{m}_{P1} \cdot 356 \cdot 10^3 + \dot{m}_{P2} \cdot 2593 \cdot 10^3 + 0,2024 \cdot 3598 \cdot 50 - 0,85 \cdot 3944,6 \cdot 100)}{(2713 - 525) \cdot 10^3}$$

$$\dot{m}_G^o = \frac{1}{(2713 - 525) \cdot 10^3} \cdot (\dot{m}_{P1} \cdot 2651 \cdot 10^3 + \dot{m}_{st1} \cdot 3712 \cdot 85,3 - 0,85 \cdot 3944,6 \cdot 100)$$

$$\dot{m}_{p1} = \frac{1}{(2651 - 356) \cdot 10^3} \cdot (\dot{m}_{p2} \cdot 2593 \cdot 10^3 + 0,2024 \cdot 3598 \cdot 50 - \dot{m}_{st1} \cdot 3712 \cdot 85,3)$$

$$\dot{m}_{p1} + \dot{m}_{p2} = 0,6477$$

$$\dot{m}_{st1} = 0,85 - \dot{m}_{p1}$$

Megoldva az utolsó három egyenletből alkotott egyenletrendszert, meghatározzuk a keletkezett pára tömegáramát és az első bepárló koncentrátumát:

$$\dot{m}_{p1} = 0,31648 \text{ kg/s}, \dot{m}_{p2} = 0,33122 \text{ kg/s}, \dot{m}_{st1} = 0,5335 \text{ kg/s.}$$

Ezek ismeretében meghatározható a fűtőgőzsükséglet is:

$$\dot{m}_G^o = 0,3074 \text{ kg/s}$$

Ha figyelembe vesszük a bepárlórendszer 2,5%-os hőveszteségét, akkor a gőzsükséglet:

$$\dot{m}_G^o = 1,025 \cdot 0,3074 = 0,315 \text{ kg/s.}$$

Ennyi gőzzel táplálva az 1. bepárlót, a hőmérlegből kiszámítható, mennyi pára keletkezik:

$$\dot{m}_G^o (H_g - h_k) = (\dot{m}_{p1} \cdot H_{g1} + \dot{m}_{st1} \cdot c_{pst1} \cdot t_{st1} - \dot{m}_t^o \cdot c_{pt} \cdot t_t^o) + 0,5 \cdot \dot{Q}_v$$

Ha a $\dot{Q}_v = \frac{2,5 \cdot \dot{m}_G^o (H_g - h_k)}{100}$, akkor fel lehet írni:

$$\dot{m}_G^o (H_g - h_k) = (\dot{m}_{p1} \cdot H_{g1} + \dot{m}_{st1} \cdot c_{pst1} \cdot t_{st1} - \dot{m}_t^o \cdot c_{pt} \cdot t_t^o) + 0,5 \cdot \frac{2,5 \cdot \dot{m}_G^o (H_g - h_k)}{100}$$

Vagyis:

$$\dot{m}_G^o (H_g - h_k) \cdot \left(1 - \frac{1,25}{100}\right) = \dot{m}_{p1} \cdot H_{g1} + (0,85 - \dot{m}_{p1}) \cdot c_{pst1} \cdot t_{st1} - \dot{m}_t^o \cdot c_{pt} \cdot t_t^o$$

Behelyettesítve:

$$\begin{aligned} 0,315 \cdot (2713 - 525) \cdot 10^3 \cdot \left(1 - \frac{1,25}{100}\right) &= \\ &= \dot{m}_{p1} \cdot 2651 \cdot 10^3 + (0,85 - \dot{m}_{p1}) \cdot 3712 \cdot 85,4 - 0,85 \cdot 3944,6 \cdot 100 \end{aligned}$$

Innen az 1. testből kilépő pára tömegárama: $\dot{m}_{p1} = 0,3198 \text{ kg/s.}$

Ez fogja biztosítani a $0,6477 - 0,3198 = 0,3279 \text{ kg/s}$ pára keletkezését a második testben és az esetleges veszteségeket.

Ezek ismeretében felírható a komponensmérleg, amelyet a 6.3.9. táblázatban foglaltunk össze.

6.3.9. táblázat. *A két bepárló anyag- és komponensmérlege, kg/s.*

| Összetevők | Normalizált tej, % | 1. bepárló | | 2. bepárló | |
|--------------|--------------------|------------|---------|------------|---------|
| | | Be | Ki | Be | Ki |
| Zsír | 3,6 | 0,0306 | 0,0306 | 0,0306 | 0,0306 |
| Fehérje | 3,2 | 0,0272 | 0,0272 | 0,0272 | 0,0272 |
| Cukor | 4,4 | 0,0374 | 0,0374 | 0,0374 | 0,0374 |
| Ásványi só | 0,7 | 0,00595 | 0,00595 | 0,00595 | 0,00595 |
| Víz | 88,1 | 0,74885 | 0,42905 | 0,42905 | 0,10125 |
| Mindösszesen | 100,0 | 0,85 | 0,5302 | 0,5302 | 0,2024 |

A komponensmérleg segítségével kiszámítjuk az összetételeket (lásd a 6.3.10. táblázatot), melynek segítségével meghatározzuk a tulajdonságokat (6.3.11. táblázat).

6.3.10. táblázat. *A tejféleségek összetétele, %*

| Tejféleség | Zs | P | C | AS | Sz.a. | Víz |
|-----------------|--------|--------|--------|-------|--------|--------|
| Normalizált | 3,6 | 3,2 | 4,4 | 0,7 | 11,9 | 88,1 |
| 1. koncentrátum | 5,771 | 5,13 | 7,053 | 1,12 | 19,074 | 80,926 |
| 2. koncentrátum | 15,119 | 13,439 | 18,478 | 2,940 | 49,976 | 50,024 |

6.3.11. táblázat. *A tej tulajdonságai a két bepárlóban a kezdeti, a végső és a közepes hőmérsékleteken, a Choi–Okos-összefüggéssel számítva*

| Bepárló | Hőmérséklet, °C | ρ , kg/m ³ | c_p , J/(kg·K) | η , mPa·s | λ , W/(m·K) |
|---------|---------------------|-------------------------------|---------------------|-------------------|------------------------|
| 1 | 100 | 994 | 3944,6 | 0,539 | 0,6542 |
| | Közepes hőmérséklet | 1001,75 | 3885,28 | 0,6437 | 0,6427 |
| | 85,3 | 1009 | 3825,98 | 0,7484 | 0,6312 |
| 2 | 85,3 | 1009 | 3825,98 | 0,7484 | 0,6312 |
| | Közepes hőmérséklet | 1026,5 | 3712 | 1,5922 | 0,6028 |
| | 50,89 | 1044 | 3598 | 2,436 | 0,5744 |

Számítsuk ki a két bepárló hőterhelését:

$$\dot{Q}_{cs1} = \dot{m}_G^o (H_g - h_k) \cdot \left(1 - \frac{1,25}{100}\right) = 0,315 \cdot (2713 - 525) \cdot 10^3 \cdot (1 - 0,0125) = 680605 \text{ W}$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{cs2} &= \dot{m}_{p1} (H_{g1} - h_{k1}) - \dot{m}_G^o (H_g - h_k) \cdot \frac{1,25}{100} = \\ &= 0,3198 \cdot (2651 - 356) \cdot 10^3 - 0,315 \cdot (2713 - 525) \cdot 10^3 \cdot 0,0125 = 725325 \text{ W} \end{aligned}$$

A bepárlótestek csöveinek számítása:

A bepárlók csöveinek belső falán kialakuló lecsurgó film vastagságát meghatározhatjuk a következő összefüggéssel (Broome, 2005):

$$\delta = \sqrt{\frac{3 \cdot \eta \cdot w}{\rho \cdot g}}$$

ahol: δ – a lecsurgó film vastagsága, m; η – a be- és kilépő közegek átlagolt viszkozitása adott hőmérsékleten, Pa·s; w – a csőben áramló közeg sebessége, m/s; ρ – a be- és kilépő közegek átlagos sűrűsége adott hőmérsékleten, kg/m³; g – gravitációs gyorsulás, m/s².

Ismerve a tulajdonságokat és a szakirodalomban (Broome, 2005) javasolt sebesség értéket ($w = 0,15 \dots 0,35$ m/s), kiszámítjuk a rétegvastagságot (lásd a 6.3.12. táblázatot), majd a csőszámot:

$$N_{cs} = \frac{\dot{m}_i}{\pi \cdot d_{bi} \cdot \rho \cdot \delta \cdot w}$$

ahol: N_{cs} – csövek száma, db; \dot{m}_i – a csövekben áramló közeg tömegárama, kg/s; d_{bi} – a bepárló csöveinek belső átmérője, m.

6.3.12. táblázat. Filmvastagság és a csőszám a két bepárló esetében

| Sebesség, w , m/s | Filmvastagság az 1., illetve a 2. bepárlóban | | Szükséges csövek száma a csőátmérő és filmvastagság függvényében | | | | | |
|------------------------|--|-----------------|---|--------|--------|---------------------------|--------|--------|
| | δ_1 , mm | δ_2 , mm | 1 bepárló csőátmérője, m | | | 2. bepárló csőátmérője, m | | |
| | | | 0,022 | 0,034 | 0,04 | 0,022 | 0,034 | 0,04 |
| 0,15 | 0,017 | 0,026 | 476,96 | 308,62 | 262,33 | 187,56 | 121,37 | 103,16 |
| 0,2 | 0,020 | 0,030 | 309,79 | 200,46 | 170,39 | 121,83 | 78,83 | 67,00 |
| 0,25 | 0,022 | 0,034 | 221,67 | 143,43 | 121,92 | 87,17 | 56,41 | 47,94 |
| 0,3 | 0,024 | 0,037 | 168,63 | 109,11 | 92,75 | 66,31 | 42,91 | 36,47 |
| 0,4 | 0,028 | 0,043 | 109,53 | 70,87 | 60,24 | 43,07 | 27,87 | 23,69 |

A csövek számát korrigáljuk a 6.2.8. táblázatban feltüntetett hatszöges csőelrendezés alapján úgy, hogy az 121 és 143 közötti legyen. A táblázatban 127 darab cső hat hatszögre van elhelyezve úgy, hogy az átlón 13 darab cső van.

Kiszámítjuk az egységnyi nedvesített csőkerületre vonatkoztatott tömegáramot:

$$\Gamma_i = \frac{\dot{m}_i}{\pi \cdot d_b \cdot N_{korr}}$$

ahol: Γ_i – egységnyi nedvesített csőkerületre vonatkoztatott tömegáram, kg/(ms);
 N_{korr} – korrigált csőszám, db.

A korrigált csőszám alapján újra kiszámítjuk a lecsurgó film vastagságát:

$$\delta_{korr} = \left[\frac{3\eta\Gamma}{\rho(\rho - \rho_{göz})g} \right]^{1/3},$$

ahol: δ_{korr} – korrigált filmvastagság, m; $\rho_{göz}$ – gőz sűrűsége, kg/m³.

A kapott eredményeket összefoglalva a 6.3.13. táblázatban láthatjuk.

6.3.13. táblázat. *A nedvesített kerület és a korrigált filmvastagság*

| Bepárló | 1 | 2 |
|--|----------|----------|
| Nedvesített kerületre vonatkoztatott tömegáram, kg/(m·s) | 0,062691 | 0,038374 |
| Filmvastagság, m | 0,000198 | 0,000259 |

A hőátbocsátási tényező értékének meghatározása:

A hőátbocsátási tényezőt az alábbi ismert összefüggéssel becsüljük meg (Chen & Jebson, 1997):

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_{kond}} + R_{göz} + \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{NA} + R_{lej} + \frac{1}{\alpha_{forr}}.$$

Elsőként a Nusselt-formula (Feghri & Zhang, 2006) alapján meghatározzuk a gőzoldali hőátadási együtthatót:

$$\alpha_{forr} = \lambda \left[\frac{\rho(\rho - \rho_{göz})g}{3\eta\Gamma} \right]^{1/3},$$

ahol: α_{forr} – a hőátadási együttható, W/(m²·K); λ – a közeg átlagos hővezetési tényezője adott hőmérsékleten, W/(m·K).

Behelyettesítve:

$$\alpha_{forr1} = 0,6427 \cdot \left[\frac{1001,75 \cdot (1001,75 - 0,59) \cdot 9,81}{3 \cdot 0,0006437 \cdot 0,06269} \right]^{1/3} = 2781,55 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Számítsuk ki a kondenzációs hőátadási tényezőt, feltételezve, hogy a cső hossza kb. 1 méter:

$$Nu_1 = 0,943 \cdot \left(\frac{L^3 \cdot g \cdot r \cdot \rho_{kond}^2}{\lambda \cdot \eta_{kond} \cdot \Delta t} \right)^{0,25} = 0,943 \cdot \left(\frac{1^3 \cdot 9,81 \cdot (2713 - 525) \cdot 10^3 \cdot 943,4^2}{0,685 \cdot 0,000232 \cdot \left(121 - \frac{121 + 85,3}{2} \right)} \right)^{0,25} = 9542$$

$$\text{Innen: } \alpha_{kond} = \left(\frac{Nu \cdot \lambda}{L} \right)_1 = \frac{9542 \cdot 0,685}{1} = 5851 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}.$$

Ismerve a falvastagságot (1 mm), a gőz hőátadási tényezőjét, a csőfal hővezetését [17,5 W/(m·K)], a tejsoldali lerakódás ellenállását [$3 \cdot 10^{-5}$ (m²·K)/W] és a fűtőközeg oldali lerakódás-ellenállást [$1 \cdot 10^{-5}$ (m²·K)/W], kiszámítjuk a hőátbocsátási tényező értékét:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{5851} + 1 \cdot 10^{-5} + \left(\frac{0,001}{17,5} \right)_{NA} + 3 \cdot 10^{-5} + \frac{1}{2781,55} \Rightarrow K = 1593,45 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Számítsuk ki az 1. bepárló szükséges felületét, ismerve a hajtóerőt:

$$\Delta t = 121 - 85,4 = 35,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{\dot{Q}_{cs}}{K \cdot \Delta t} = \frac{680605}{1593,45 \cdot 35,6} = 11,99 \text{ m}^2$$

A csövek minimális hossza:

$$L = \frac{A}{\pi \cdot d \cdot N_{\text{cs}}} = \frac{11,99}{\pi \cdot 0,036 \cdot 127} = 0,835 \text{ m}$$

Nézzük meg, hogy a 127 db, 100 cm hosszú csöves bepárló el tudja-e végezni a 2. test munkáját. Adott a felület: $A = 127 \cdot 3,14 \cdot 0,036 \cdot 1 = 14,35 \text{ m}^2$, a hajtóerő: $85,4 - 50,8 = 34,7 \text{ } ^\circ\text{C}$, a szükséges hőáram: 725 325 W, ami a hőátadás alapegyenletéből kifejezett $K = \frac{725325}{14,35 \cdot 34,7} = 1456 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$ hőátbocsátási tényezőt eredményezi.

Nézzük meg, mennyi a lehetséges, ha kiszámítjuk a két hőátadási tényezőt:

$$Nu_2 = 0,943 \cdot \left(\frac{1^2 \cdot 9,81 \cdot 2295 \cdot 10^3 \cdot 970^2}{0,673 \cdot 0,0015922 \cdot \left(85,4 - \frac{85,4 + 50,8}{2} \right)} \right)^{0,25} = 5482$$

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{L} = \frac{5482 \cdot 0,673}{1} = 3689,86 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$\alpha_{\text{forr2}} = \lambda \left[\frac{\rho(\rho - \rho_{\text{göz}})g}{3\eta\Gamma} \right]^{1/3} = 0,6028 \cdot \left[\frac{1026 \cdot (1026 - 0,6) \cdot 9,81}{3 \cdot 0,000334 \cdot 0,038374} \right]^{1/3} = 3854,47 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Kiszámítjuk a K értékét:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{3689,96} + 1 \cdot 10^{-5} + \frac{0,001}{17,5} + 3 \cdot 10^{-5} + \frac{1}{3854,47}} = 1593,402 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Látható, hogy ez nagyobb, mint a szükséges, ami azt jelenti, hogy a bepárló képes elvégezni a munkát.

6.4. Fordított ozmózis műveletével kapcsolatos számítások

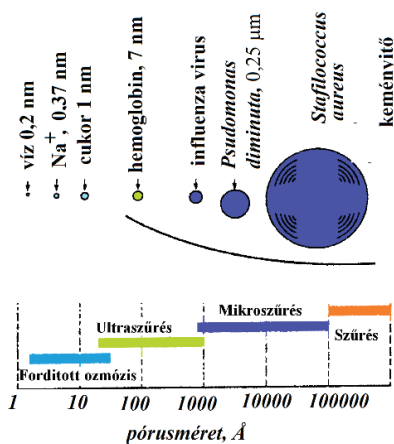
A fordított ozmózis vagy közismert angol kifejezéssel a *revers osmosis* (rövidítve RO) egy nagyon elterjedt membránszeparációs művelet. Célja a kis vagy nagyobb töménységű oldatokból nagyon kevés sótartalommal rendelkező ultratiszta víz előállítás, vagy a különböző folyékony élelmiszerek besűrítése kéméletes víztárolítás útján. Az RO művelet egy nem egyensúlyi membránszeparáció, ami egy jellegzetes viselkedésű membránt igényel (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000; Scott, 1999; Pabby et al., 2009). A **membránszeparáció**, mint neve is mutatja, membránok segítségével elvégzett szétválasztást jelent. A membrán egyik oldalán bevezetik a szétválasztandó elegyet, a másik oldalán megkapjuk a *permeátumot* (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000; Scott, 1999; Pabby et al., 2009; Field et al., 2017). A maradék, amely koncentráldódik az át nem eresztett komponensekben, a betáplált oldalon keletkezik. Attól függően, hogy melyik potenciálkülönbség a meghatározó, beszélhetünk nyomás, koncentráció, elektrokémiai potenciál és hőmérséklet-különbség által létrehozott membránszeparációs műveletről.

Az első membránseparációs jelenséget 1748-ban jegyezte le Nollet abbé, aki észrevette, hogy a disznóhúgyhólyagban tárolt bor vízben való hűtésekor hígul. Ezt most az ozmózishatásnak tulajdonítjuk, de a jelenség elméleti magyarázatához szükség volt a Schönbein (1843) által véletlenül felfedezett nitrocellulózra, amelyből Fick 1855-ben készített mesterséges membránt, amivel kísérletezhetett. 1867-ben Traube és Pfeffer több ozmotikus nyomásmérést is végzett a saját készítésű mesterséges membránnal. Ezeket az eredményeket használta fel 1888-ban van't Hoff a nagyon híg oldatok tulajdonságainak magyarázására (Fonyó & Fábry, 1998, 2004).

A membránseparáció ipari alkalmazása a 20. század hatodik évtizedének elejére tehető, vagyis Fick magyarázata után kb. 100 év késés számítható. E késés a membrán alacsony permeabilitására írható.

Az elegyek szétválasztásában a separációs művelet kiválasztása a részecske méretétől függ (lásd a 6.4.1. ábrát). Mint látható, beszélhetünk mikroszűrésről (0,1–1 μm között), ultraszűrésről (0,005–0,2 μm között), nanoszűrésről (0,01–0,001 μm között) és fordított ozmózisról.

Kezdetben az ipari membránok szimmetrikusak, izotróp szerkezetűek és pórusosak voltak. Később jelentek meg az anizotróp membránok, amelyeknél a pórusméret a permeátum oldal felé növekszik. Ez a felépítés csökkenti a pórusok eltömődésének veszélyét, és a hidraulikus ellenállásának csökkenése révén növeli a membrán teljesítményét. A bőr típusú aszimmetrikus membránok esetében a 100–200 μm vastagságú, erősen porózus támasztórétegen, a támasztóréteggel egy időben egy nagyon vékony (100–200 nm) permszelektív polimer réteget alakítanak ki (Fonyó & Fábry, 1998, 2004). A membránseparációs tulajdonságokat csak ez a nagyon vékony réteg hordozza. A támasztórétegnek csak a membrán mechanikai szilárdsága szempontjából van jelentősége.

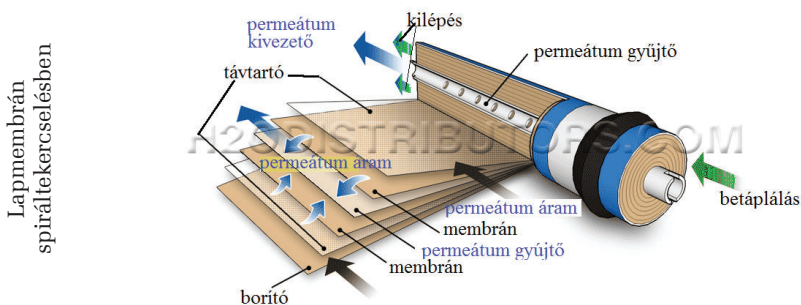


6.4.1. ábra. A separációs folyamat és a részecskeméret kapcsolata

Aszimmetrikus szerkezetűek a kompozit membránok is. Ezen membránok szelektív rétege általában nem azonos a támasztóréteggel. Mivel a támasztó- és a szelektív réteg kialakítása technológiailag és időben is elkülönül, ezért a technológiai paraméterek beállításával a kompozit membránok tulajdonságai (szelektivitás, permeabilitás stb.) jól szabályozhatóak (Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000; Scott, 1999).

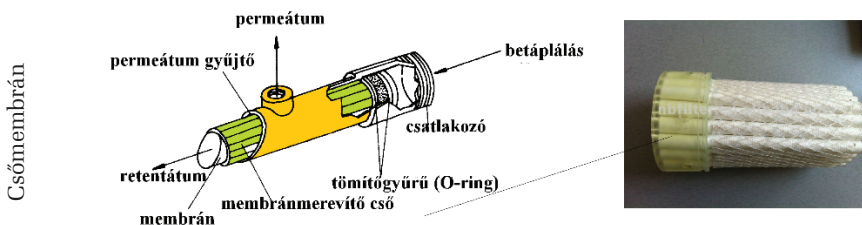
Ahhoz, hogy egységnyi beépített felületre minél nagyobb membránfelületet lehessen biztosítani, különböző típusú membránmodulokat alakítottak ki. A legfontosabb membránmodulok a 6.4.1. táblázatban vannak összesítve. Ipari alkalmazásuk mostanra nagyon széles skálán mozog, kezdve a víz sótalanításával, folytatva az élelmiszer-, gyógyszer-, vegy- és környezetipar számos szétválasztási műveletével (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000; Scott, 1999; Pabby et al., 2009; Hu & Dickson, 2015; Field et al., 2017; Kucera, 2010; Singh & Heldman, 2014).

6.4.1. táblázat. Membránmodultípusok



Spiráltekercesmodul (Dow Filmtec Reverse Osmosis Membranes):

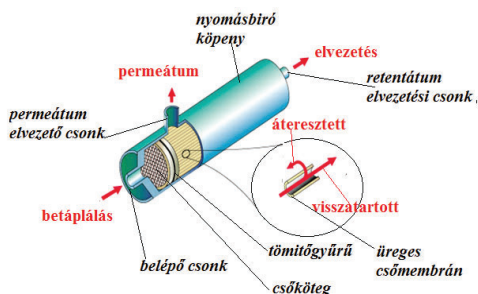
A spiráltekerceses szűrő modulok esetében a membránok közé helyezett távtartók és porózus folyadékvezetők segítségével oldható meg a szeparáció. A permeátumelvezető gyűjtőcső furatsorához két síkmembránból és folyadékvezető rétegből kialakított táskához tartozik. A síkmembránok széle össze van forrasztva, így a táská belsejébe csak a membránokon áthaladt permeátum tud behatolni. A táská külső felületéhez egy távtartó szorosan van helyezve, majd az egész rendszer fel van tekerve. Az így kapott spirállemez egy hengeres, nyomást tűró csőbe van helyezve.



Csőmembránmodul:

A cső alakú membrán a membránmerezítő cső segítségével a modul belsejében van elhelyezve. Az egész szerkezet egy külső gyűjtőcsőbe van beszerelve tömítőgyűrűk segítségével. A szűrőanyag a belső membráncsőbe van bevezetve, a permeátum pedig a külső cső csonkján hagyja el a rendszert. A nagy áramlási sebesség lehetővé teszi, hogy az ilyen rendszerekben nagy szárazanyag-tartalmú, viszkózus anyagokat is szeparálhassunk.

Kapilláris membrán



Kapilláris membránmodul:

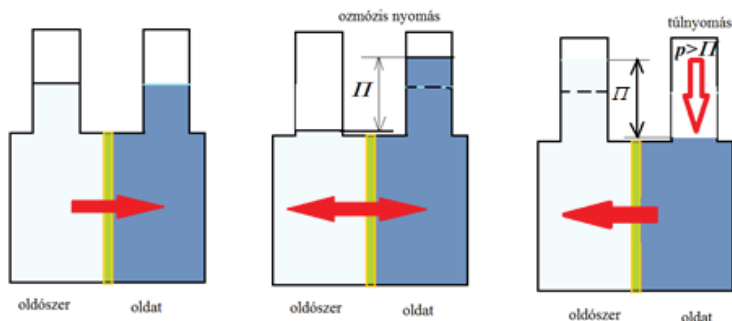
E modulok esetén is csőmembránokat alkalmaznak, csak most a csőátmérő nagyon kicsi. Míg az előbbi esetben a membráncső átmérője 20 mm is lehet, a kapilláris membránmodulok esetén az átmérő 0,5–1,8 mm és a falvastagság 0,1–0,18 mm. Egy ilyen modul kb. 250–1000 darab szálmembránt tartalmazhat, így a fajlagos felület értéke is magas.

6.4.1. A fordított ozmózis elve és alapösszefüggései

A fordított ozmózis vagy hiperszűrés anyagátadásnak tekinthető, melyben a diffúzió, a kémiai potenciál és az elektrosztatikus kölcsönhatások játszzák a fő szerepet (Fonyó & Fábry, 1998, 2004). A membrán pórusmérete 0,5–2 nm között mozog, és annyira szelektív, hogy a vizes oldatok esetében csak a vizet engedi át, az oldott komponenseket visszatartja. Az ipari méretű termelésben az alkalmazott nyomáskülönbség nagy, általában 14–100 bar közötti értékekkel dolgoznak (Hu & Dickson, 2015).

Ahhoz, hogy az oldatból az oldószert a membrán túlsó oldalára juttassuk, az oldat felőli részen az ozmózisnyomást túlszárnyaló nyomást kell gyakorolnunk (lásd a 6.4.2. ábrát).

Vizes sóoldatok esetén az ozmotikus nyomást a van't Hoff összefüggésével (6.4.1) (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000; Scott, 1999; Pabby et al., 2009; Field et al., 2017) vagy az empirikus képlettel (6.4.2) számítjuk:



6.4.2. ábra. A fordított ozmózis elve (Singh & Heldman, 2014)

$$\Pi = RT \sum C_i \quad (6.4.1)$$

$$\Pi = 0,07722 \cdot (t + 273) \cdot \sum C_i, \text{ bar} \quad (6.4.2)$$

ahol: Π – ozmózisnyomás, bar; t – hőmérséklet, °C; $\sum C_i$ – az oldatban levő összes ionos és nem ionos komponens molaritásának összege.

A koncentráció növekedésével nő az ozmózisnyomás is. A Gibbs-féle egyenlet a mérési adatokhoz közelebbi értékeket eredményez (Singh & Heldman, 2014):

$$\Pi = -\frac{RT \ln X}{V_m}, \text{ Pa} \quad (6.4.3)$$

ahol: X – az oldószer móltörtje; V_m – az oldószer móltérfogata.

Néhány ismert anyag ozmózisnyomását a 6.4.2. táblázat tartalmazza.

6.4.2. táblázat. Néhány anyag ozmózisnyomása (Singh & Heldman, 2014)

| Anyag | Ózmózisnyomás |
|-------------------------|---------------|
| 1% NaCl-oldat | 862 kPa |
| 5% laktózoldat | 380 kPa |
| 12% Sz.a. tej | 690 kPa |
| 15% Sz.a. almalé | 2070 kPa |
| 28% Sz.a. kávéextraktum | 3450 kPa |

A víz áramsűrűség-értékét az RO berendezésben a következő összefüggéssel számítjuk (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$j_{\text{viz}} = P_m (\Delta p - \Pi) \quad (6.4.4.)$$

ahol: $j_{\text{víz}}$ – víz áramsűrűsége, $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$; P_m – a membrán permeabilitási állandója a vízre kifejezve, $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s bar})$; Δp , Π – az alkalmazott nyomás, illetve az ozmotikus nyomás, bar.

A só áramsűrűségét a következő összefüggés adja meg:

$$j_s = P_s (C_1 - C_2) \quad (6.4.5)$$

ahol: j_s – a só áramsűrűsége, $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$; P_s – a só permeabilitási állandója a membránon, m/s ; $(C_1 - C_2)$ – a membrán két oldalán kialakult koncentráció-gradiens, g/L .

Ha nő az alkalmazott nyomás (Δp), nő az átment víz áramsűrűsége, míg a só áramsűrűsége gyakorlatilag nem változik. A só áramsűrűsége csak a membrán két oldalán kialakult $\Delta C = C_1 - C_2$ koncentrációkülönbségtől függ. De ha nő a tápvíz sótartalma, nő az ozmózisnyomás, és így csökken az átment víz áramsűrűsége.

Az egyes RO technikák legfontosabb jellemzőit a 6.4.3. táblázatban foglaltuk össze.

6.4.3. táblázat. RO technikák jellemzői (Singh & Heldman, 2014; Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000; Scott, 1999; Field et al., 2017; Kucera, 2010)

| Eljárás | Nyomástartomány (kPa) | Kezelt víz koncentrációja (g/L) | Átlagos kinyerés (%) |
|---------------------------|-----------------------|---------------------------------|----------------------|
| Nagy nyomás (tengervíz) | 5–10 000 | 10–50 | 15–55 |
| Standard nyomás (sós víz) | 3–4 500 | 3,5–10 | 50–85 |
| Kis nyomás | 1–2 000 | 0,5–3,5 | 50–85 |
| Nanoszűrés | 310–1 000 | < 0,5 | 75–90 |

A sótöménység (*salt rejection*) az alábbi összefüggés adja meg:

$$ST = 100 - \text{sóáthordás}(\%) = \frac{C_{\text{tápvíz}} - C_{\text{permeátum}}}{C_{\text{tápvíz}}} \cdot 100 \quad (6.4.6.)$$

A sótöménység függ:

- az alkalmazott membrántól,
- a visszanyerési százaléktól,
- a tápvíz-koncentrációtól ($C_{\text{tápvíz}}$),
- a tápvízben levő ionok vegyértékétől (általában a magasabb vegyértékű ionok jobban visszamaradnak, töményednek),
- egyéb faktoroktól.

A membránseparációs folyamatokban a membrán elválasztó képességének jellemzésére bevezették a visszatartási tényező értékét (R), ami azt jelöli, hogy a betáplált anyagnak hányadrésze marad a retentátumban, vagyis:

$$R = \frac{\text{Visszamaradt}}{\text{Betáplált}} = \frac{VC}{V^o C^o} = \frac{V^o C^o - V_p C_p}{V^o C^o} = 1 - \frac{V_p C_p}{V^o C^o} \quad (6.4.7)$$

Ha a permeátum mennyisége nem különbözik sokban a beadagolt folyadék-áramtól, akkor fel lehet írni:

$$R = 1 - \frac{C_p}{C^o} \quad (6.4.8)$$

ahol: C_p – a permeátum komponenstartalma, mol/L.

6.4.2. Megoldott példák

6.4.2.1. Ozmózisnyomás számítása

Határozzuk meg a 15% cukortartalmú, 293 K hőmérsékletű és 1095 kg/m³ sűrűségű cukoroldat ozmózisnyomását.

Megoldás:

1. A *van't Hoff* összefüggés (6.4.1) szerint:

Számítsuk ki a cukor koncentrációját:

$$C_M = \frac{\rho \cdot \% \text{cukor}}{100 \cdot M_{\text{cukor}}} = \frac{1095 \cdot 15}{100 \cdot 180} = 0,9125 \text{ kmol/m}^3$$

Az ozmózisnyomás tehát:

$$\Pi = RTC_M = 8314 \frac{\text{J}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 293 \text{ K} \cdot 0,9125 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} = 2222 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{m}^3} = 2222 \text{ kPa}$$

2. Empirikus összefüggéssel (6.4.2):

$$\Pi = 0,07722 \cdot (t + 273) \cdot \sum C_i = 0,07722 \cdot 293 \cdot 0,9826 = 22,231 \text{ bar vagyis}$$

$$\Pi = 2223,1 \text{ kPa.}$$

3. A Gibbs-módszer (6.4.3) szerint:

A víz móltörtje:

$$x_{\text{víz}} = \frac{n_{\text{víz}}}{n_{\text{cukor}} + n_{\text{víz}}} = \frac{\frac{85}{18}}{\frac{15}{180} + \frac{85}{18}} = 0,09826$$

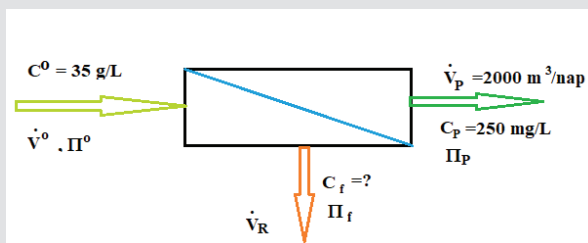
Az ozmózisnyomás:

$$\Pi = -\frac{RT \ln x_{\text{viz}}}{V_m} = \frac{8314 \frac{\text{J}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 293 \text{ K}}{0,018 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}} \cdot \ln 0,9826 = 2375 \text{ kPa}$$

6.4.2.2. Fordított ozmózissal kapcsolatos számítások

Határozzuk meg egy 70 atm nyomáson működő RO rendszer membránmoduljainak a számát és a berendezés energiaszükségletét, ismervé:

- a termelési kapacitást (2000 m³/nap),
- a termékben lévő sótartalmat ($C_P = 250 \text{ mg/L}$),
- a tápvíz sótartalmát ($C^o = 35 \text{ g/L}$), sűrűségét (1020 g/L), hőmérsékletét (293 K),
- a környezeti nyomást (1 atm),
- a modul fajlagos felületét ($A_m = 5 \text{ m}^2/\text{modul}$),
- a membrán permeabilitását [$P_m = 0,043 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{nap} \cdot \text{atm})$], valamint
- a retentátum besűrűsödési tényezőjét ($BS = 35\%$).



6.4.3. ábra. A folyamat sémája

Megoldás:

Figyelembe véve a 6.4.3. ábrán feltüntetett sémát, számítsuk ki a retentátum koncentrációját:

$$C_f = C^o \cdot (1 - BS)^{-R}$$

ahol: az R értéke: $R = 1 - \frac{C_P}{C^o} = 1 - \frac{0,250}{35} = 0,993$.

Behelyettesítve:

$$C_f = 35 \cdot \left(1 - \frac{35}{100}\right)^{-0,993} = 53,68 \text{ g/L}$$

Számítsuk ki az ozmózisnyomást, feltételezve, hogy az oldott anyag nátrium-klorid, ami valóban nátrium-ionokat és klorid-ionokat tartalmaz. Alkalmazzuk *van't Hoff* összefüggését (6.4.1):

$$\Pi^o = C^o RT = 2 \cdot \frac{35}{58,5} \cdot 8314 \cdot 293 = 29,4 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$\Pi_f = C_f RT = 2 \cdot \frac{53,68}{58,5} \cdot 8314 \cdot 293 = 45,09 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$\Pi_p = C_p RT = 2 \cdot \frac{0,250}{58,5} \cdot 8314 \cdot 293 = 0,208 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

Elhanyagolva a permeátum ozmózisnyomását, kiszámítható az átlagos ozmózisnyomás:

$$\bar{\Pi} = \frac{29,4 \cdot 10^5 + 45,09 \cdot 10^5}{2} = 37,245 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

Kiszámítható a hasznos nyomáskülönbség:

$$\Delta p = p - \bar{\Pi} = 70 - \frac{37,245 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5} = 33,23 \text{ atm}$$

Ismerve a hasznos nyomást, ki lehet számítani a fajlagos termelés értékét:

$$\dot{V}' = P_m \cdot \Delta p = 0,043 \cdot 33,23 = 1,4289 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ nap}}$$

A termeléshez szükséges teljes felület:

$$\dot{V}_p = \dot{V}' \cdot A \Rightarrow A = \frac{\dot{V}_p}{\dot{V}'} = \frac{2000}{1,4289} = 1399,6 \approx 1400 \text{ m}^2$$

A szükséges modulok száma: $N_m = \frac{A}{A_m} = \frac{1400}{5} = 280$.

Számítsuk ki a betáplált vízszükségletet és a keletkezett retentátumot:

$$\begin{cases} \dot{V}^o = \dot{V}_p + \dot{V}_R \\ \dot{V}^o C^o = \dot{V}_p C_p + \dot{V}_R C_f \end{cases}$$

Behelyettesítve:

$$\begin{cases} \dot{V}^o = 2000 + \dot{V}_R \\ \dot{V}^o \cdot 35 = 2000 \cdot 0,025 + \dot{V}_R \cdot 53,68 \end{cases}$$

$$\text{Innen: } \dot{V}^o = 5720,55 \frac{\text{m}^3}{\text{nap}}; \dot{V}_R = 3720,55 \frac{\text{m}^3}{\text{nap}}$$

Tudva, hogy a nyomás 70 atm és térfogatáram 5720,55 m³/nap, kiszámítható a szivattyú teljesítményszüksége:

$$N = \frac{\dot{V}^o \cdot \Delta p}{\eta_G} = \frac{5720,55}{24 \cdot 3600} \cdot \frac{[(70-1) \cdot 1,013 \cdot 10^5]}{0,75} = 617 \text{ kW.}$$

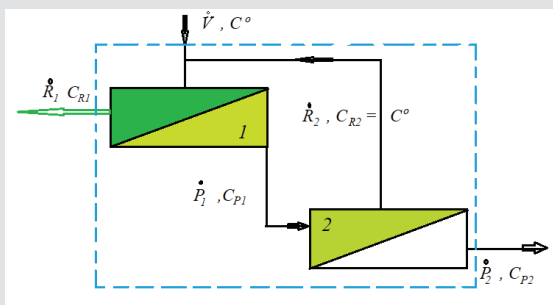
A retentátumból visszanyerhető energia:

$$N_{\text{vissza}} = \frac{\dot{V}_R \cdot \Delta p}{\eta_G} = \frac{3720,55}{24 \cdot 3600} \cdot \frac{[(33,23-1) \cdot 1,013 \cdot 10^5]}{0,75} = 187,47 \text{ kW}$$

Tehát a valós teljesítményszükséglet: $N_{\text{valós}} = 617 - 187,47 = 429,53 \text{ kW.}$

6.4.2.3. Kétlépcsés besűrités RO membránnal

A 12% cukortartalmú présle besűritésére egy – a 6.4.4. ábrán feltüntetett – kétlépcsős RO rendszert alkalmazunk. Ismerve, hogy a 20000 kg/h tömegáramú 12%-os, 300 K hőmérsékletű léből 30 atm nyomáson 10000 kg/h 23,9%-os retentátum keletkezik, határozzuk meg az áramokat, a szükséges membránfelületet, tudva, hogy a membrán permeabilitása vízre kifejezve 12 mmol/(m²·s·atm) (Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000).



6.4.4. ábra. A javasolt kétlépcsős RO rendszer

Megoldás:

Az első lépésben felírjuk a teljes folyamat anyagmérlegét:

$$\begin{cases} \dot{V} = \dot{R}_1 + \dot{P}_2 \\ \dot{V} \cdot C^o = \dot{R}_1 \cdot C_{R1} + \dot{P}_2 \cdot C_{P2} \end{cases}$$

Behelyettesítve:

$$\begin{cases} 20000 = 10000 + \dot{P}_2 \\ 20000 \cdot 0,12 = 10000 \cdot 0,239 + \dot{P}_2 \cdot C_{P2} \end{cases}$$

Innen következik: $\dot{P}_2 = 10000$ kg/h és $C_{P2} = 0,001$, vagyis 0,1%.

Írjuk fel a mérleget az első lépcsőre:

$$\begin{cases} \dot{V} + \dot{R}_2 = \dot{R}_1 + \dot{P}_1 \\ (\dot{V} + \dot{R}_2) \cdot C^o = \dot{R}_1 \cdot C_{R1} + \dot{P}_1 \cdot C_{P1} \end{cases}$$

Behelyettesítve:

$$\begin{cases} 20000 + \dot{R}_2 = 10000 + \dot{P}_1 \\ (20000 + \dot{R}_2) \cdot 0,12 = 10000 \cdot 0,239 + \dot{P}_1 \cdot C_{P1} \end{cases}$$

Innen:

$$\begin{cases} 10000 + \dot{R}_2 = \dot{P}_1 \\ \dot{P}_1 \cdot C_{P1} = 0,12 \cdot \dot{R}_2 + 10 \end{cases}$$

Látható, hogy a megoldás csak akkor lehetséges, ha ismerjük az 1 permeátum koncentrációját. Ennek meghatározására vegyük figyelembe a víz és a célkomponens áramsűrűségeit, azaz a (6.4.4) és (6.4.5) összefüggéseket, valamint azt, hogy a teljes áram nem más, mint a vízáram és a célkomponens áram összege:

$$j_{v\acute{z}} = P_m (\Delta p - \Pi)$$

$$j_s = P_s (C_1 - C_2)$$

$$j = j_{v\acute{z}} + J_C = j_{v\acute{z}} + j \cdot C_p, \text{ ahol: } C_p - \text{ a permeátum koncentrációja.}$$

Behelyettesítve az ismert áramsűrűségeket, felírhatók a két lépcsőre a következő összefüggések:

$$P_m (\Delta p - \Pi_2) = P_s (C_{S2} - C_{P2}) \frac{1 - C_{P2}}{C_{P2}}$$

$$P_m (\Delta p - \Pi_1) = P_s (C_{S1} - C_{P1}) \frac{1 - C_{P1}}{C_{P1}}$$

ahol: a célkomponens koncentrációi mol/L-ben vannak kifejezve.

Ahhoz, hogy a százalékos (Brix-fokos) töménységet átalakítsuk mol/L-be, feltételezzük, hogy a célkomponens az cukor, és a sűrűség–Brix-fok közti összefüggés 300 K hőmérsékleten (Ibarz & Barbosa-Canovas, 2000):

$$\rho = 0,991 + 0,0035 \cdot C + 0,223 \cdot 10^{-6} \cdot C^2, \text{ g/mL.}$$

Figyelembe véve az összefüggést és az ismert Brix-fokokat, kiszámítjuk a sűrűséget, a moláris koncentrációt és az annak megfelelő ozmózisnyomást. A számított értékeket a 6.4.4. táblázatban foglaltuk össze.

6.4.4. táblázat. Az ozmózisnyomás értéke különböző koncentrációjú oldat esetében

| °Brix | Sűrűség, g/mL | C, mol/L | Π, atm |
|-------|---------------|----------|--------|
| 0,1 | 0,9917 | 0,0029 | 0,071 |
| 12 | 1,033032 | 0,3624 | 8,916 |
| 23,8 | 1,074426 | 0,7477 | 18,393 |

Behelyettesítünk a $P_m(\Delta p - \Pi_2) = P_s(C_{S2} - C_{P2}) \frac{1 - C_{P2}}{C_{P2}}$ összefüggésbe, és kiszámítjuk a P_s értékét:

$$0,012(30 - 8,916) = P_s(0,3624 - 0,0029) \frac{1 - 0,0029}{0,0029}$$

$$\text{Innen: } P_s = 2,0469 \cdot 10^{-3} \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

Behelyettesítünk az egyes lépcsőnek megfelelő

$$P_m(\Delta p - \Pi_1) = P_s(C_{S1} - C_{P1}) \frac{1 - C_{P1}}{C_{P1}}$$

összefüggésbe, és kiszámítjuk az ismeretlen C_{P1} értékét:

$$0,012(30 - 18,393) = 0,0020469(0,7477 - C_{P1}) \frac{1 - C_{P1}}{C_{P1}}$$

Innen: $C_{P1} = 0,0107 \text{ mol/L.}$

Egy ilyen koncentrációjú oldat sűrűségét interpolációval határozzuk meg:

$$\rho = 0,9917 + \frac{0,0107 - 0,0029}{0,3624 - 0,0029}(1,033 - 0,9917) = 0,9925 \text{ g/mL}$$

Tehát az első permeátum Brix-foka:

$$C_{P1} = \frac{0,0107 \cdot 342}{992,5} \cdot 100 = 0,368\%$$

Most megoldható a mérleg:

$$\begin{cases} 10000 + \dot{R}_2 = \dot{P}_1 \\ \dot{P}_1 \cdot C_{P1} = 0,12 \cdot \dot{R}_2 + 10 \end{cases} \quad \begin{cases} 10000 + \dot{R}_2 = \dot{P}_1 \\ \dot{P}_1 \cdot 0,0368 = 0,12 \cdot \dot{R}_2 + 10 \end{cases}$$

Innen: $\dot{R}_2 = 231 \text{ kg/h}$, $\dot{P}_1 = 10231 \text{ kg/h}$.

Számítsuk ki a membrán permeátum termelését mindkét lépcső esetében:

$$j_{W1} = P_m (\Delta p - \Pi_1) = 0,012 \cdot (30 - 18,393) = 0,139 \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$j_{W2} = P_m (\Delta p - \Pi_2) = 0,012 \cdot (30 - 8,916) = 0,253 \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Ezek ismeretében kiszámítható a felületszükséglet:

$$\dot{P}_1 = j_{W1} \cdot A_1 \Rightarrow A_1 = \frac{\dot{P}_1}{j_{W1}} = \frac{10231}{0,139} = 1136 \text{ m}^2$$

$$\dot{P}_2 = j_{W2} \cdot A_2 \Rightarrow A_2 = \frac{\dot{P}_2}{j_{W2}} = \frac{10000}{0,253} = 610 \text{ m}^2$$

6.5. Szárítási művelettel kapcsolatos számítások

A **szárítás** általános értelemben az anyagok nedvességtartalmának eltávolítása. Szilárd anyagok esetén a nedvesség eltávolítása párologtatáson alapszik, gázoknál, amikor a nedvesség eleve pára alakjában van, a szárítás higroszkopikus anyagok segítségével történik. A folyadékok esetén is ugyancsak szilárd vagy nem oldódó cseppfolyós higroszkopikus anyaggal dolgozunk.

6.5.1. Szárazanyag vs. nedves anyag

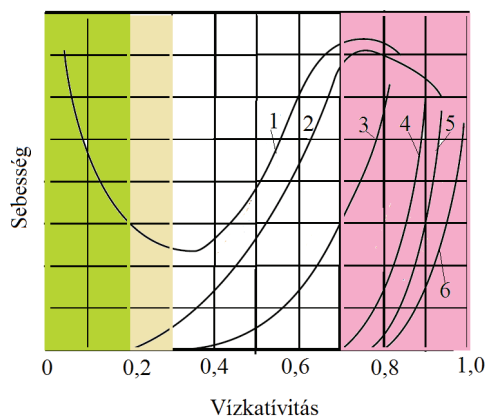
Általában a víz mint nedvesség többféle lehet: felületi, kapilláris, ozmotikus és kristályvíz (Fonyó & Fábry, 1998, 2004). **Felületi** vagy **tapadó nedvességről** beszélünk a szilárd anyag külső felületén fizikailag megkötött cseppfolyós víz

esetében. **Kapilláris nedvességről** beszélünk mind a nedves szemcsehalmazok esetén, mind a nedves porózus szilárd anyagoknál, amikor a víz a pórusokban van megkötve. Ezt még **belső nedvességnek** is nevezzük. Szárításkor ezt a pórusokban található folyadékot a kapilláris erők hozzák a felületre. **Ozmotikus** vagy **duzzasztó nedvességről** beszélünk az olyan szilárd anyagoknál, amelyek esetében a nedvesség nem csak a felületet és a pórusokat tölti ki, hanem teljesen átjárja az anyagot. Ilyen nedvességgel találkozunk a különböző gabonaféléknél, a gyümölcsöknél, a fanemű anyagoknál, és természetesen a gélek is ilyenek, habár az előbbiektől eltérően itt membránról nem beszélhetünk. A **kristályvíz** a legerősebben kötött nedvesség. Ez, a többiektől eltérően, kémiaileg kötött, így a kristály minőségétől függően a nedvesség eltávolítása a bomlási hőmérsékleten vagy, stabil kristályok esetén, az oldat elpárologtatása révén lehetséges.

Az anyagok **nedvességének jellemzésére** különböző mutatókat alkalmazunk (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Pavlov et al., 1972; Zhang et al., 2017; Bhandari et al., 2013; Imre, 1974; Tsotsas & Mujumdar, 2012):

– **a szárazanyag** tömegére vonatkoztatott nedvesség, tömegarányban vagy százalékban kifejezve:

$$w = \frac{m_{\text{víz}}}{m_{\text{száraz}}}, \frac{\text{kg nedvesség}}{\text{kg száraz anyag}} \quad (6.5.1)$$



6.5.1. ábra. A vízaktivitás hatása a különböző élelmiszer-károsító folyamatokra (Labuza et al., 1972):

- 1 – zsírok oxidációja, 2 – nem enzimatis barnulás, 3 – enzimaktivitás,
4 – penészgomba-aktivitás, 5 – élesztőgombák aktivitása,
6 – baktériumok tevékenysége

– **a nedves anyag tömegére vonatkoztatott nedvesség**, tömegarányban (kg nedvesség/kg nedves anyag) vagy százalékban kifejezve:

$$w^* = \frac{m_{\text{víz}}}{m_{\text{nedves}}} = \frac{m_{\text{víz}}}{m_{\text{száraz}} + m_{\text{víz}}} = \frac{w}{1+w}, \quad 100w^* = \frac{m_{\text{víz}}}{m_{\text{nedves}}} 100 = \frac{100w}{1+w} \quad (6.5.2)$$

Gyakorlatban a nedves anyagra vonatkoztatott nedvesség a legkifejezőbb, hisz értéke 0–1 között mozoghat, százalékban kifejezve értéke 0–100 közötti.

Az élelmiszeripar a szárítási műveletet a tartósítás egyik módszereként kezeli, hisz a vízakktivitás csökkentésével a mikroorganizmusok élettere szűkül, és így a száraz termékeket már szobahőmérsékleten is tárolni lehet.

Mint ahogy a 6.5.1. ábrán is látható, az alacsony vízakktivitás kizárja a mikroorganizmusok tevékenységét és a különböző enzimekatalizált reakciókat, így az élelmiszer több ideig megőrzi tulajdonságait. Bár a kereskedelmi biztonság 0,3 vízakktivási értéket céloz meg, azért jobb, ha azt 0,2 alá csökkentjük.

A vízakktivitás a definíció szerint nem más, mint az élelmiszer felületén mért víz parciális nyomásának és az azonos hőmérsékletű víz gőznyomásának aránya:

$$a_w = \frac{P_{H_2O} |_{\text{g}}}{P_{H_2O}^e} \quad (6.5.3)$$

A vízakktivitás függ az anyag állagától, annak szerkezetétől. Híg oldatok esetében a vízakktivitás megegyezik a víz móltörtjével, vagyis:

$$a_w = x_w, \quad (6.5.4)$$

$$\text{ahol: } x_w = \frac{n_{H_2O}}{n_A + n_{H_2O}} = \frac{w^*/M_{H_2O}}{(1-w^*)/M_A + w^*/M_{H_2O}} \quad (6.5.5)$$

amelyben a w^* a víz tömegszázaléka vagy tömegtörtje, nedves anyagra kifejezve.

A koncentráltabb oldatok esetében figyelembe kell venni az aktivítási tényező értékét (γ_w), ami kifejezi a valós koncentrációt:

$$a_w = \gamma_w \cdot x_w \quad (6.5.6)$$

A vízakktivitás becslésére több összefüggés áll rendelkezésre. Például a koncentrált cukoroldat esetében **Norish** összefüggését javasolják (Toledo, 2007; Toledo et al., 2018):

$$\lg a_w = \lg x_w - k(1-x_w)^2, \quad (6.5.7)$$

ahol: a k értéke függ az oldott komponenstől (lásd a 6.5.1. táblázatot).

A különböző, kisebb nedvességtartalmú szilárd anyagok esetében a vízakktivitás becslésére a 6.5.2. táblázatban feltüntetett összefüggések alkalmasak. A BET és a GAB összefüggések fizikai jelenségre alapulók, a többi mérési adatok feldolgozásából származik.

6.5.1. táblázat. *A Norish-összefüggésben szereplő k értékek néhány élelmiszer-komponensre (Toledo, 2007)*

| Komponens | k | Komponens | k |
|-----------------|------|--------------------------------------|------|
| Cukor | 2,7 | Propilén-glikol | 0,12 |
| Glükóz | 0,7 | Citromsav | 6,17 |
| Fruktóz | 0,7 | Borkősav | 4,68 |
| Invertált cukor | 0,7 | Almasav | 1,82 |
| Szorbitol | 0,85 | Tejsav | 1,59 |
| Glicerín | 0,38 | Konyhasó ($x_{\text{NaCl}} < 0,2$) | 15,8 |

6.5.2. táblázat. *A vízakaktivitás meghatározása szilárd anyagok esetében (Toledo et al., 2018)*

| Megnevezés | Összefüggés | Megjegyzés |
|--|--|---|
| Brunauer–Emmett–Teller (BET) adszorpció egyenlet | $\frac{a_w}{x \cdot (1 - a_w)} = \frac{1}{x_m \cdot C} + \frac{C - 1}{x_m \cdot C} \cdot a_w$ | x – a szárazanyagra vonatkoztatott nedvesség, x_m – monomolekuláris rétegre vonatkoztatott nedvesség, C, k – hőmérséklet- és anyagfüggő állandó, melyet a hidratációs hő határoz meg (például a nyers marhahústra 298 K, 14,974). |
| Guggenheim–Anderson–de Boer-összefüggés | $x = \frac{x_m \cdot C \cdot k \cdot a_w}{(1 - k \cdot a_w)(1 - k \cdot a_w + C \cdot k \cdot a_w)}$ | |
| Caurie | $\ln(1 - x) = A - r \cdot \ln a_w$ | x – szárazanyagra vonatkoztatott nedvesség, tömegtörtben, |
| Chen | $a_w = e^{-K \cdot e^{bx}}$ | x_m – monomolekuláris réteg számított tömegtört |
| Helsey | $a_w = e^{-\frac{A}{T} \left(\frac{x}{x_m}\right)^b}$ | |
| Henderson | $1 - a_w = e^{-a \cdot x^b}$ | |
| Kuhn | $x = \frac{a}{\ln a_w} + b$ | a, b – állandók, linearizációs módszer meredekségéből és tengelymetszetéből határozhatóak meg |
| Oswin | $x = a \frac{a_w}{1 - a_w} + b$ | |
| Smith | $x = a - b \cdot \ln(1 - a_w)$ | |

6.5.2. A szárítás hajtóereje. Szárítási módszerek

A nedvesség eltávolítása feltételezi a felületi hőmérsékletnek (t_f) megfelelő egyensúlyi gőznyomás ($p_{H_2O}^e$) és a nedves anyagot körülvevő térben lévő nedvesség parciális nyomása (p_{H_2O}) közötti különbség pozitív voltát:

$$\Delta p = p_{H_2O}^e - p_{H_2O} = p(t_f) - p_{H_2O} > 0 \quad (6.5.8)$$

Ahhoz, hogy ezt a hajtóerőt pozitívan tartsuk, két megoldás áll a rendelkezésre: növeljük a felületi hőmérsékletet és ezzel együtt a gőznyomást, vagy csökkentjük a közeg nedvességtartalmát, vagyis parciális nyomását. A módszer kiválasztása a szárítandó anyag minőségétől és a szárító közeg tulajdonságától függ.

Mivel a gőznyomás hőmérsékletfüggő, annak megváltoztatása a hőközlés függvénye. Tehát attól függően, hogy milyen hőközvetítési módszert alkalmazunk – hőszugárzásos, hőáramoltatásos, vezetéssel vagy kombinált –, változtatni tudjuk a hajtóerő egyik tagját. A radiációs vagy a konduktív hőátadáskor a nedves anyag felülete melegebb lehet, mint az őt körülvevő, nedvességet elszállító közegé. Amikor a hőközvetítés konvekciós, akkor az elpárologtatáshoz szükséges energiát a nedves test ugyanabból a közegből kapja, mint amely átveszi az elpárologtatott gőzt. Ilyenkor a hőközvetítő közeg hőmérséklete nagyobb, mint a felület hőmérséklete.

Természetesen a hajtóerő második tagjának csökkentése is pozitívvá teheti azt. Ilyenkor a nedvességet képező komponens parciális nyomását úgy tudjuk csökkenteni, hogy a teljes nyomást csökkentjük, azaz vákuumon dolgozunk, vagy csökkentjük a nedvességfelvevő közeg hőmérsékletét, ezzel egyúttal annak nedvességtartalmát (hideg, kis parciális nyomással rendelkező közeggel dolgozunk, azaz hűtött szárítást végzünk).

Ha mindkét közegben a nedvességet képező komponens parciális nyomását csökkentő módszert egyszerre alkalmazzuk, akkor nagyobb hajtóerőt tudunk megvalósítani, tehát a szárítás intenzívebb. Ugyanazt az eredményt érjük el, ha egyszerre növeljük a hőmérsékletet és csökkentjük a hőközvetítő közegben fellépő nedvesség parciális nyomását.

Összefoglalva, a következő szárítási módszerekkel dolgozhatunk (Toledo et al., 2018; Toledo, 2007; Labuza et al., 1972; Tsotsas & Mujumdar, 2012; Imre, 1974; Pavlov et al., 1972; Green & Perry, 1997, 2008; Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Tudose et al., 1990):

- **kontaktszárítás**, amikor a hőközvetítés egy falon keresztül vezetéssel történik,
- **konvekciós szárítás**, a szárítandó anyag közvetlenül érintkezik a szárító közeggel. A közeg lehet melegebb (ezt alkalmazzák a legtöbb esetben), azonos hőmérsékletű vagy hidegebb, mint a szárítandó anyag. A lényeg az, hogy a nedvességfelvevő közeg nedvességének parciális nyomása legyen kisebb, mint a szárítandó anyag nedvességének gőznyomása,

- **hősugárzásra** alapuló, amikor a hőközvetítés infravörös sugarak segítségével megy végbe,
- **dielektrikus szárítás**, amikor a melegítés nagyfrekvenciájú elektromos áram erőterében megy végbe,
- **szublimációs szárítás**, amikor a nedvesség alacsony nyomáson (vákuumon) szilárd állapotból lép át gőz állapotba. Ezt a fajta kriogenikus-vákuumos szárítást nevezzük **liofilezésnek**.

6.5.3. A levegő mint szárítóközeg

A környezeti levegő bármely hőmérsékleten és nyomáson tartalmaz bizonyos mennyiségű vizet. Ahhoz, hogy a levegőt jellemezni tudjuk, az alábbi mutatókat alkalmazzuk:

– **fajlagos abszolút nedvességtartalom**, x , ami nem más, mint egységnyi száraz levegőben levő vízmennyiség:

$$x = \frac{m_{\text{víz}}}{m_{\text{száraz levegő}}}, \text{ kg/kg vagy g/kg} \quad (6.5.9)$$

– **relatív nedvességtartalom**, φ , ami nem más, mint a nedves levegőben lévő víz parciális nyomásának (P_{H_2O}) és a telítettségi gőznyomásnak ($P_{H_2O}^k$) az aránya:

$$\varphi = \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2O}^k} \quad (6.5.10)$$

E mutató megadja a levegő telítettségének mértékét, vagyis hogy mennyire közelíti meg a nedves levegő a kondenzáció előtti állapotot.

A kétféle nedvességtartalom közötti összefüggés két formája:

$$\varphi = \frac{p \cdot x}{(0,622 + x) \cdot P_{H_2O}^e} \quad (6.5.11a)$$

$$x = 0,622 \frac{\varphi \cdot P_{H_2O}^e}{p - \varphi \cdot P_{H_2O}^e} \quad (6.5.11b)$$

A két összefüggés a nedves levegő állapotát írja le a nedvességtartalom (x), a teljes nyomás (p), a gőznyomás és a relatív nedvesség (φ) függvényében.

A **harmatpont** azt a nedvességtartalmat jellemzi, amikor a levegőben megjelenik a cseppfolyós állapotú víz. Ha állandó nedvességtartalmú levegőt állandó nyomáson t_1 hőmérsékletről lehűtünk, akkor egyszer elérjük azt a t_2 állapotot, amikor a levegőben lévő víz parciális nyomása eléri a vízgőztenzió értékét. Ilyenkor a levegőben lévő gőz csepp alakjában kezd kiválni. Ezt a pontot nevezzük harmatpontnak. A harmatpont adott nyomáson az x abszolút nedvességtartalom

függvénye, nem függ a gáz-gőz kezdeti hőmérsékletétől. A harmatpont jellemző mutatója a harmatponti hőmérséklet (t_h).

A **nedves levegő hőtartalma** a benne levő száraz levegő és vízgőz hőtartalmának az összege. Az x kg vizet és 1 kg száraz levegőt tartalmazó, t hőmérsékletű nedves levegő entalpiája egyenlő a száraz levegő és a víz entalpiájának összegével:

A száraz levegő entalpiája:

$$h_{szl} = 1 \cdot c_{plev} \cdot t \quad (6.5.12)$$

A víz entalpiája egyenlő a cseppfolyós víz entalpiájának ($x \cdot c_{pviz} \cdot t_g$), a párolgási entalpiájának ($x \cdot \Delta H_{par}$) és a túlhevítési entalpiának ($x \cdot c_{pg} \cdot (t - t_g)$) az összegével, vagyis:

$$h_{göz} = x \cdot c_{pviz} \cdot t_g + x \cdot \Delta H_{par}(t_g) + x \cdot c_{pg} \cdot (t - t_g) \quad (6.5.13)$$

A gyakorlatban kielégítő pontosságot lehet elérni, ha $t_g = 0$ párolgáshővel és a $t_g = 0$ -tól számított túlhevítési hővel számolunk, vagyis:

$$h_{göz} = x \cdot \Delta H_{par}(t_g) + x \cdot c_{pg} \cdot t \quad (6.5.14)$$

Így a nedves levegő entalpiája egyenlő:

$$h = 1 \cdot c_{plev} \cdot t + x \cdot c_{pviz} \cdot t + x \cdot \Delta H_{par} \quad (6.5.15)$$

Ha a száraz levegő fajlagos hőkapacitását átlagosnak vesszük ($-30 \dots +100$ °C intervallumban) 1006 J/(kg·K), a vízgőz átlagos fajlagos hőkapacitása 1864 J/(kg·K), a víz párolgáshője 2501 kJ/kg, akkor felírható (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$h = 1 \cdot 1,006 \cdot t + x \cdot 1,864 \cdot t + x \cdot 2501 = 1,006 \cdot t + x(1,864 \cdot t + 2501) \text{ kJ/kg} \quad (6.5.16)$$

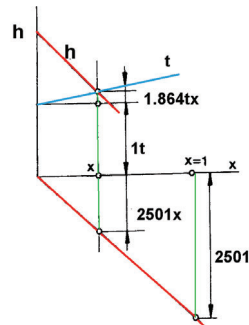
nedves levegő

Ha $t=0$ és $x=0$ -val, akkor a száraz levegő entalpiája nulla.

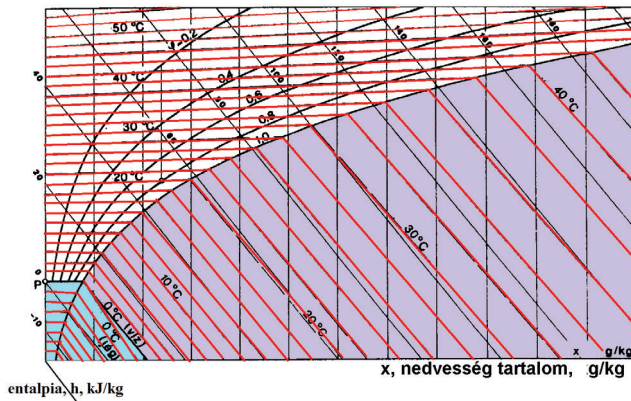
A nedves levegő állapotát *Ramzin* és tőle függetlenül *Mollier* szerkesztették meg. Ez a diagram legismertebb változata az entalpia (h) – abszolút nedvesség (x) koordináta-rendszerben van megszerkesztve. Mint az a 6.5.2. ábrán is látható, az entalpia-összetétel diagram ferdeszögű diagram, a függőleges tengelyen a nedves levegő hőtartalmát (entalpiáját), míg a vízszintes tengelyen a levegő fajlagos abszolút nedvességtartalmát ábrázoljuk.

A diagramban tehát megtaláljuk:

- a meredeken jobbra lefutó párhuzamos egyeneseket (entalpiaegyenesek),
- a vízszintes tengelyre merőleges konstans fajlagos abszolút nedvesség egyeneseket,
- a (6.5.16.) egyenlet $(1,006 + 1,864x) \cdot t$ tagjának megfelelő t hőmérséklet szerinti egyeneseket, amelyek az előbbiektől eltérően nem párhuzamosak,
- a *Mollier*-diagram ugyanakkor tartalmazza a gáz-gőz mezőt, a gáz-csapadék mezőt és a jégmezőt.



6.5.2. ábra. Az entalpia–nedvesség diagram elvi felépítése és koordináta-rendszere (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)



6.5.3. ábra. A levegő Ramzin–Mollier-diagramja alacsony hőmérsékleten (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

A 6.5.3. diagramon a lefelé irányuló entalpiatengely (h - vékony vonal) és a vízszintes fajlagos abszolút víztartalom (x) mellett megtaláljuk a relatív nedvesség görbéket ($\varphi=0,2\dots1,0$) és a piros vonallal húzott izotermákat. A gáz-gőz tartomány (fehér) alsó határgörbéje a telítettségi állapotot jelző görbe. E felett a gőzmezőben lévő levegő relatív nedvessége kisebb, mint 1. A határgörbe alatti területen a víz egy része cseppfolyós állapotban van, ezért ezt a mezőt folyadék-gázmezőnek is nevezzük (szürke). Mivel itt általában köd képződik, ezt a mezőt ködmezőnek is nevezzük. A ködmező izotermavonalai a határgörbénél megtörnek. A ködmezőben az entalpiaértéket a következő összefüggéssel számítjuk:

$$h = 1 \cdot c_{p\text{lev}} \cdot t + x_{\text{szat}} \cdot c_{pg} \cdot t + x_{\text{szat}} \cdot \Delta H_{\text{par}} + (x - x_{\text{szat}}) \cdot c_{pviz}^{liq} \cdot t, \quad (6.5.17)$$

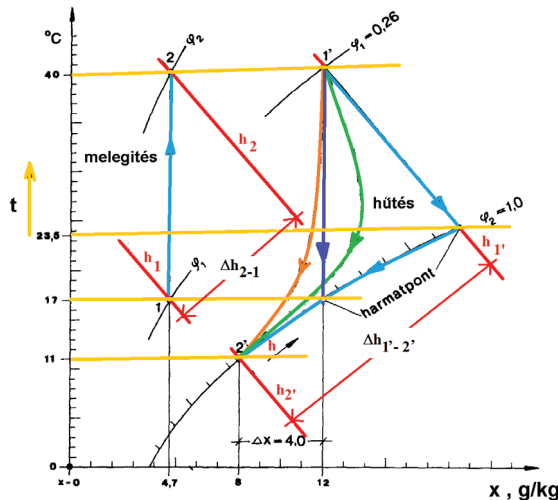
ahol: x_{szat} – a telítettségi nedvességtartalom, kg/kg, $c_{pviz}^{liq} = 4217 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ – a cseppfolyós víz fajlagos hőkapacitása.

Ha a hőmérséklet kisebb, mint 0 ($t < 0$ °C), akkor a hó-köd-mezőbe jutunk (zöld terület), ahol az entalpiát a következő összefüggéssel számítjuk:

$$h = 1 \cdot c_{p\text{lev}} \cdot t + x_{\text{szat}} \cdot c_{pg} \cdot t + x_{\text{szat}} \cdot \Delta H_{\text{par}} + (x - x_{\text{szat}})(c_{pviz}^{jég} t - \Delta H_{\text{fagy}}), \quad (6.5.18.)$$

ahol: a jég fajlagos hőkapacitása: $c_{pviz}^{jég} = 1926 \text{ J}/(\text{kgK})$ és hármasponti fagyáshője $\Delta H_{\text{fagy}} = 333,4 \text{ kJ/kg}$.

A szárítóberendezésekben végbemenő légállapotokat a *Mollier*-diagram segítségével lehet ábrázolni. A 6.5.4. ábrán látható melegítéskor az 1. pontból (φ_1, h_1) melegítjük konstans x értéken eljutva a 2. pontba (φ_2, h_2). Mint látható, nemcsak a hőmérséklet és az entalpia változik, hanem a levegő relatív nedvessége is. Hűtéskor az 1' pontból kiindulva haladunk a 2' pontnak megfelelő hőmérsékletig. A 2' pontnak megfelelő hőmérséklet harmatpont alatti, így a hűtés következtében csapadékkiválás történik. Elméletileg a hűtés az 1' pontból egy lefelé tartó $x = \text{konst.}$ egyenesen halad a harmatpontig, majd innen a határgörbén a 2' pont felé. A harmatponttól a 2' pontig a közegből kivált a Δx különbségnek megfelelő nedvesség. A valóságban a hűtést a folytonos görbék írják le jobban. A kiindulópont és végpont ugyanaz, de az út különbözik. Mivel bármely úton haladnánk, a kezdeti és a végpontok megegyeznek, a hőmérséklet, a nedvesség és az entalpiaváltozás ugyanaz marad.

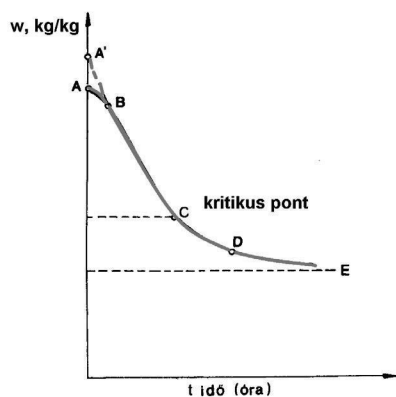


6.5.4. ábra. Melegítés és hűtés ábrázolása a Mollier-diagramon (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

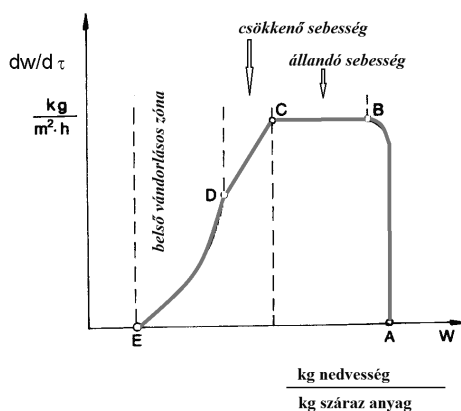
6.5.4. A száradási sebesség

A nedves anyag, lehet az porózus vagy szemcsehalmaz, száradását a legjobban az anyagveszteség időbeli változásával tudjuk követni. A nedves anyag nedvességének időbeli változását a 6.5.5. ábra szemlélteti. A szárítási görbe $w-t$ függvénye egy bizonyos egyensúlyi érték felé tartó görbe. Az egyensúly elérése azonban hosszadalmas folyamat.

A kezdeti rövid szakaszt állandó sebességű szárítás követi (lásd a 6.5.6. ábrát), amikor az anyag felületén kialakulnak a száraz, vízmentes zónák. Ennek a pillanatnak megfelel az ún. kritikus nedvesség. Most már a szárítás nem egyenletesen, hanem folyamatosan csökkenő, a száraz foltok egyre nagyobbak lesznek, és a D ponttól kezdődően már a belső diffúzió a sebességmeghatározó. Az E pontban az anyag nedvességtartalma eléri a környezeti levegő vízgőz-tartalmának megfelelő egyensúlyi értéket. A száradás gyakorlatilag itt leáll.



6.5.5. ábra. A gyakorlati szárítási görbe alakja és jellegzetes pontjai



6.5.6. ábra. A szárítási sebesség változása a nedvesség függvényében

Az első és a második szárítási szakasz átmeneténél (C pont) minden görbén egy töréspont figyelhető meg. Itt változik meg a száradási mechanizmus. E töréspontoz tartozó nedvességet **kritikus nedvességnek** hívják. A töréspont ismerete gyakorlati fontossággal jár. Ugyancsak a különböző anyagok egyensúlyi nedvességének ismerete is fontos. Ilyen adatokat tartalmaz a 6.5.3. táblázat a levegő relatív nedvességének a függvényében.

A száradási idő becslése nagyon fontos főleg az élelmiszerek esetében, hisz a túlmelegedés hatására károsítható a termék. Erre alkalmasak a Singh és Heldman (2009) által javasolt összefüggések is (lásd a 6.5.4. táblázatot).

6.5.3. táblázat. Néhány közismert anyag egyensúlyi nedvessége a levegő relatív nedvességének függvényében 298 K hőmérsékleten (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Anyag | Relatív nedvesség | | | | | $a_w = \frac{a \cdot \varphi}{b - \varphi}$ | |
|--------------|-------------------|-----|-----|------|------|---|-----|
| | 0,1 | 0,3 | 0,5 | 0,7 | 0,9 | a | b |
| Liszt | 2,2 | 5 | 8,5 | 12,6 | 19 | 80 | 5,0 |
| Fehér kenyér | 1,0 | 3,1 | 6,5 | 11,4 | 18,9 | 17,7 | 2,0 |
| Zselatin | – | 2,8 | 4,9 | 7,6 | 11,4 | 15,0 | 2,0 |

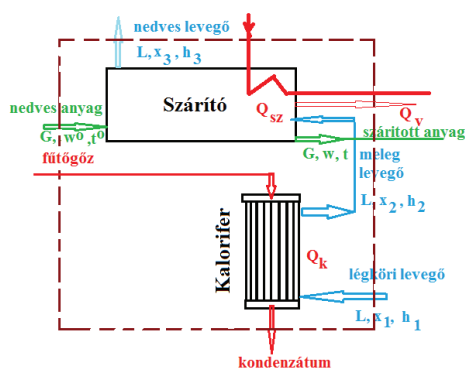
6.5.4. táblázat. Tartózkodási (szárítási) idő becslésére javasolt összefüggések (Singh & Heldman, 2009; Imre, 1974)

| Szárítási periódus | Jellemző paraméter-változás | Összefüggés | Megjegyzés |
|---------------------|--|--|--|
| Állandó sebesség | A kezdeti w^o -tól a kritikus nedvességig, w^k | $\tau_{kr} = \frac{0,622 \cdot RT}{\beta_{viz} \cdot A \cdot M_{H_2O} \cdot p} \cdot \frac{(w^o - w^k) \cdot G}{x_s^e - x_{lev}}$ | Komponensátadási tényező ismerete |
| | | $\tau_{kr} = \frac{\Delta H_{par}}{\alpha_{konv} \cdot A} \cdot \frac{(w^o - w^k) \cdot G}{T_{lev} - T_s}$ | Hőátadási tényező ismerete |
| Változó sebesség | A kritikus nedvességtől a végső nedvességig | $\tau_{sz} = \frac{4\delta_c^2}{\pi^2 D} \ln \left[\frac{8}{\pi^2} \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right]$ | Vékony réteg, δ – fél vastagság, m |
| | | $\tau_{sz} = \frac{\delta_c^2}{2,408^2 D} \ln \left[\frac{4}{2,408^2} \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right]$ | Végtelen hengeres anyag |
| | | $\tau_{sz} = \frac{\delta_c^2}{\pi^2 D} \ln \left[\frac{6}{\pi^2} \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right]$ | Gömb alakú test |
| Porlasztva szárítás | A kritikus nedvességig | $\tau_k = \frac{\Delta H_{par} (w^o - w^k) \cdot G}{4\pi R_{csepp}^2 \cdot \alpha \cdot (T_{lev} - T_s)}$ illetve $\tau_k = \frac{\Delta H_{par} (w^o - w^k) \cdot G}{4\pi R_{csepp} \cdot \lambda_{lev} (T_{lev} - T_s)}$ | D – a nedvesség diffúziós tényezője, m^2/s ; α – hőátadási tényező, $W/(m^2K)$; R_{csepp} – a csepp/részecske sugara, m; |

| Szárítási periódus | Jellemző paraméter-változás | Összefüggés | Megjegyzés |
|---------------------|-----------------------------|--|---|
| Porlasztva szárítás | A teljes szárítási idő | $\tau_{sz} = \frac{\Delta H_{par} (w^o - w^k) \cdot G}{4\pi R_{csepp} \cdot \lambda_{lev} (T_{lev} - T_s)} + \frac{R_p^2}{\pi^2} \frac{1}{D} \ln \left(\frac{6}{\pi^2} \cdot \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right)$ | R_p – a kritikus nedvességtű részecske sugara, m; G – a szárazanyag mennyisége, kg |

6.5.5. Konvekciós szárítás anyag- és hőmérlege

A legtöbbet alkalmazott szárítási módszer az ún. konvekciós szárítás, ahol a levegőt alkalmazzák hőközvetítő és nedvességfelvevő közegnek. A szárítást megvalósíthatjuk egyszeri vagy többszöri érintkeztetéssel.



6.5.7. ábra. Konvekciós szárítás sémája:

G – a szárítandó anyag tömegárama, kg szárazanyag/s; L – a száraz levegő tömegárama, kg/s; w – a szárítandó anyag nedvességtartalma, kg/kg szárazanyag; c_p^G, c_p^w – a szárazanyag, illetve a nedvesség fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K); t_i – a szárítandó anyag hőmérséklete, °C; h_i – a különböző helyzetben lévő levegő entalpiája, J/kg; x_i – a levegő abszolút nedvességtartalma, kg/kg száraz levegő

Figyelembe véve a 6.5.7. ábrán feltüntetett anyagáramokat, felírjuk az összes anyag és a nedvesség mérlegét:

– Összes anyagmérleg:

$$(L \cdot x_1 + L) + (G + G \cdot w^o) = (G + G \cdot w) + (L + L \cdot x_3) \quad (6.5.19)$$

– A nedvesség mérlege:

$$L \cdot x_1 + G \cdot w^o = G \cdot w + L \cdot x_3 \quad (6.5.20)$$

Innen a leadott, illetve a felvett nedvesség értéke:

$$W = G \cdot (w^o - w) = L \cdot (x_3 - x_1) \Rightarrow \frac{L}{W} = \frac{1}{x_3 - x_1} \quad (6.5.21)$$

Az $l=L/W$ arányt, **fajlagos levegőszükségletnek** is nevezzük.

Írjuk fel a hőmérleget a szárítóra és a kaloriferre:

$$L \cdot h_1 + G \cdot c_p^G \cdot t^o + G \cdot w^o \cdot c_p^w \cdot t^o + Q_k + Q_{sz} = Q_V + G \cdot c_p^G \cdot t + G \cdot w \cdot c_p^w \cdot t + L \cdot h_3 \quad (6.5.22)$$

Átrendezés után osszuk el az egyenlet minden tagját a W eltávolított nedvesség mennyiségével:

$$\begin{aligned} L(h_3 - h_1) &= Q_k + Q_{sz} - Q_V - G \cdot c_p^G (t - t^o) + G(w^o c_p^w t^o - w c_p^w t) \Rightarrow \\ \frac{L}{W}(h_3 - h_1) &= \frac{Q_k}{W} + \frac{Q_{sz}}{W} - \frac{Q_V + G \cdot c_p^G (t - t^o) - G(w^o c_p^w t^o + w c_p^w t)}{W} \end{aligned} \quad (6.5.23)$$

Figyelembe véve a (6.5.21) összefüggést, fel lehet írni:

$$\frac{h_3 - h_1}{x_3 - x_1} = q = q_k + q_s - q_0 \quad (6.5.24)$$

ahol: q – a fajlagos hőszükséglet; q_0 – a fajlagos kiegészítő hőszükséglet; q_k – a kalorifer fajlagos hőszükséglete; q_{sz} – a szárító fajlagos hőszükséglete.

Ha csak a szárító egységre írjuk a mérleget, akkor a következő összefüggést kapjuk:

$$L \cdot h_2 + Q_{sz} + G \cdot c_p^G \cdot t^o + G \cdot w^o \cdot c_p^w \cdot t^o = Q_V + G \cdot c_p^G \cdot t + G \cdot w \cdot c_p^w \cdot t + L \cdot h_3 \quad (6.5.25)$$

Innen átrendezve, felírható:

$$\begin{aligned} L \cdot (h_3 - h_2) &= Q_{sz} + G \cdot c_p^G \cdot t^o + G \cdot w^o \cdot c_p^w \cdot t^o - Q_V - G \cdot c_p^G \cdot t - G \cdot w \cdot c_p^w \cdot t \Rightarrow \\ \frac{L}{W} \cdot (h_3 - h_2) &= \frac{Q_{sz}}{W} - \frac{Q_V + G \cdot c_p^G (t - t^o) + G(w \cdot c_p^w t - w^o \cdot c_p^w t^o)}{W} \end{aligned} \quad (6.5.26)$$

$$\text{Vagyis: } \frac{h_3 - h_2}{x_3 - x_1} = q_s - q_0 \quad (6.5.27)$$

6.5.6. Szárítók

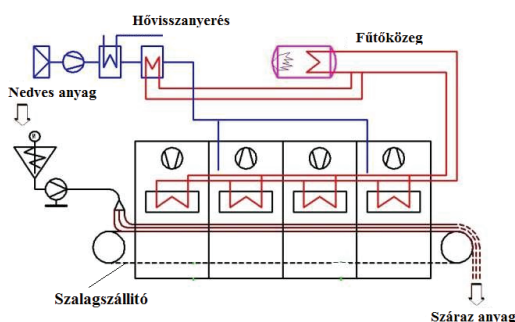
A szárítók nagyon sok változatban készülnek attól függően, hogy milyen energiát alkalmazunk, és milyen feltételeket biztosítsunk a szárítás közben. Ezeket nagyon sok kritérium szerint lehet csoportosítani (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Zhang et al., 2017; Imre, 1974; Tsotsas & Mujumdar, 2012). Ezekből néhány példa:

- üzemmód szerint: szakaszos, folyamatos;
- szárítóban lévő nyomás szerint: nyomáson működő, atmoszférikus, vákuum-szárítók;
- hőközlés módja szerint: konvekciós, vezetéssel, hőszugárzó, mikrohullámos, dielektromos;
- szárítóközeg és az anyag mozgása szerint: egyenáramú, ellenáramú, keresztáramú.

Az élelmiszeriparban majdnem minden típusú szárítóval találkozunk, kezdve a kontaktszárítóktól egészen a fagyasztva szárítás modern készülékéig. A következőkben három konvekciós szárítót elemzünk, éspedig a szalagszárítót, a dobszárítót és a porlasztva szárítót.

6.5.6.1. Szalagszárítók

A szalagszárítók az ömlesztett anyagok, szeletelt zöldségek, száras és leveles fűszerek, teafüvek esetében a folyamatos nedvességeltávolítást biztosítják. A szállítást a szalagszállító oldja meg, amely lehet egy kamrában beépítve, vagy a szárítási zónák a szállítószalagra vannak ráépítve. A kamra zónáinak a hőmérsékletét különböző helyzetben lévő kaloriferek segítségével biztosítják, mint ahogy a 6.5.8. ábrán is látható.



6.5.8. ábra. Szalagszállító zónafűtéssel

Abban az esetben, ha a szárítási idő következtében nagyon hosszú szalagra volna szükség, akkor a kamrába épített több szalagból álló szárítórendszer a javasolt.

A levegő áramlási sebessége kb. 3 m/s, a szalag sebessége pedig nem haladja túl a 0,5 m/s értéket. Az áramlásra jellemző a keresztáram, de ezt meg lehet változtatni a megfelelő terelőlemezek alkalmazásával úgy, hogy ellenáramúvá is lehet alakítani.

A zöldségfélék szárítására alkalmazható szalagszáritó berendezés látható a 6.5.9. ábrán. A megtisztított zöldséget egy szállítószalag emeli fel a betáplálási résig. Ott kerül be a szárítóba, majd onnan ugyancsak egy szállítószalag segítségével szállítják tovább más műveleti egységhez (csomagoló- vagy őrlőegységek). A szállítóberendezés szalagja általában hőálló anyagból (szilikon, kaucsuk, fémlemez) vagy fémszálás szövetből készül. A hajtómű villanymotorjai a kamrán kívül vannak elhelyezve, belül csak a dobok és görgők találhatók. A szárítóközeg áramoltatása ventilátorral történik. Az áramlási sebességet úgy határozzák meg, hogy a közeg kinetikai energiája ne ragadja magával a szárított anyagot. A szárítóközeg hőfokát kaloriferek segítségével állítják be a megszabott értékre.

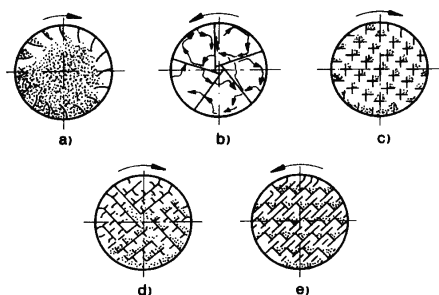


6.5.9. ábra. Szalagszáritó berendezés

6.5.6.2. Dobszáritók

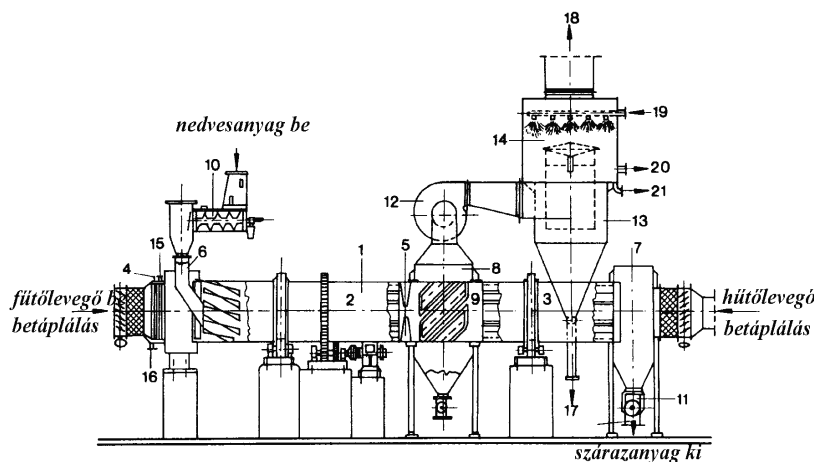
A szemcsés anyagok folyamatos szárítására alkalmas a dobszáritó is. Ebben az esetben is egy időben történik a szállítás és a szárítás. A dob lehet hengeres vagy csonka kúp alakú. A szárítóközeg és a szemcsék közti felület növelésére a dob belső szerkezete változatos akadályokkal van kiépítve (lásd a 6.5.10. ábrát).

A legtöbb dobszáritó közvetlenül oldja meg a hőátadást. Vannak azonban olyan dobszáritók is, ahol a dob felületét fűtik, vagy mindkét megoldást alkalmazzzák: fűtik a felületet és meleg szárítóközéget fújnak be. A nedves anyag tartózkodási idejének szabályozására a dob hajlásszögét és fordulatszám-változtatást alkalmaznak. A dob fordulatszáma kb. 1...8 ford/perc, hajlásszöge 0,5...6°, hosszúság/átmérő aránya pedig 3,5...8 között változik.



6.5.10. ábra. Dobszárító betétek:

a – lapátos, b – nagycellás, c – kereszt alakú, d – „kvadrós”, e – cellás.
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)



6.5.11. ábra. Cukoripari dobszárító:

1 – dob, 2 – szárítózóna, 3 – hűtőzóna, 4 – kalorifer, 5 – torlasztó, 6 – nedves cukor betáplálás, 7 – szárítottcukor-kihordó, 8 – használtlevegő-elvezető csomk, 9 – zónaösszekötő, 10 – nedvesanyag-adagoló csiga, 11 – szárítottcukor-kihordó csigaszállító, 12 – ventilátor, 13 – ciklon, 14 – nedves porleválasztó, 15 – gőzcsomk, 16 – kondenzcsomk, 17 – por, 18 – fáradt levegő, 19 – vízpermet, 20 – túlfolyó, 21 – iszap.

(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

A 6.5.11. ábrán a cukoriparban használt dobszárító vázlatja látható. Ezt nagyobb szemcsézetű, pormentes anyagok szárítására alkalmazzák. A szárító átmé-

rője kb. 0,7...3,5 m közötti, hossza eléri a 11 métert is. A szárító teljesítménye meghaladhatja az 1,5 kg/s víz eltávolítást.

Általában a hőközlés direkt úton történik, a szárítóközeg a kialakult réteget fellazítja és átáramlik rajta. A keletkezett gőzök a kidobó házban elválnak az anyagtól, és a kéményen át elhagyják a berendezést. A beépített zsaluk segítségével a kialakított réteg elég jól elosztódik, és több ideig van érintkezésben az áramló fűtőközeggel. A dob fajlagos térfogatöltése kb. 15%. Itt is a fordulatszámmal, valamint a tengely hajlásszögével lehet szabályozni a tartózkodási időt. A szárító fajlagos termelékenysége eléri a 240 kg/m³h értéket (Fonyó & Fábry, 1998, 2004).

6.5.6.3. Porlasztva szárítók

A konvekciós szárítás egyik különleges változata az ún. porlasztva szárítás. Lényege a szárítandó anyag finom szemcsékké aprózása, amelyek a szárítóközeg hatására elvesztik nedvességüket. A porlasztás több módszerrel valósítható meg (Zhang et al., 2017; Bhandari et al., 2013; Imre, 1974; Tsotsas & Mujumdar, 2012; Pisecky, 2012):

- centrifugális-mechanikus módszer,
- hidraulikus-mechanikus módszer és
- pneumatikus módszer.

Míg az első esetben a porlasztást forgótárcsával oldják meg (a fordulatszám 20 000 ford/perc körüli), a második esetben nagynyomású szivattyúkat és dűzniket alkalmaznak, a harmadik esetben sűrített levegős porlasztó fúvókával alakítják ki a zagyból, illetve a sűrítmenyből a csepp-permetet.

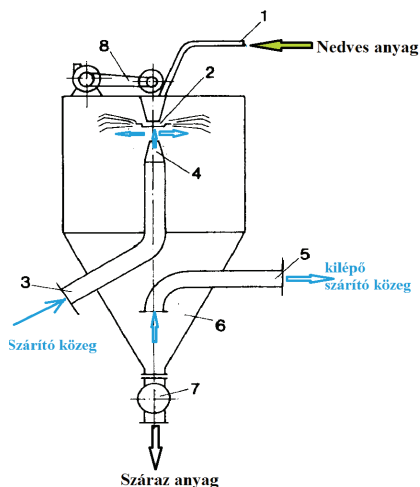
A porlasztva szárítás előnyei:

- gyors szárítás, mialatt az anyag nem károsodik a magas hőmérsékletű levegővel érintkezve,
- előkezelést nem igényel,
- a termék por alakú, nincs szükség további aprításra,
- nagy teljesítményű,
- könnyű szabályozni a szárítási műveletet,
- nagy hőmérséklet-tartományban alkalmazható.

Az ipari berendezések tartozékai: a nagy térfogatú szárítókamra, a szárítóközeg-előmelegítő, szállító ventilátor, a porleválasztást megoldó ciklon és szűrő, a sűrítmenyt szállító szivattyú. A nagyobb szemcséjű részecskék a kamrában ülednek le, tehát az alján gyűlnek össze, onnan oldják meg a kihordást. A kisebb méretű részecskéket, amelyeket a szárítóközeg magával ragadt, a ciklonból és szűrőből kikerülve továbbítják a szárított termék hűtőbe.

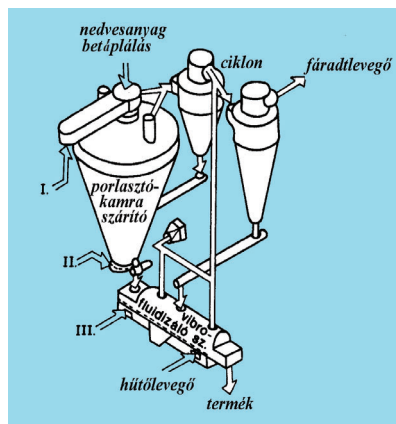
A szárítókamrában különböző áramlástípust alkalmaznak, kezdve az egyen-áramtól az ellenáramig, el egészen a centrifugális áramteret kialakító ciklonszerű áramlásig. Például a tejporgyártás esetében, amikor a sűrítmenyt tárcsával porlasztják, a szárítóközeg bevezetése a kamrába tangens irányban történik, megóvva így a

hosszú repülési pályával rendelkező cseppeket a falra ragadás veszélyétől. A kamra hengeres fala mellett áramló fűtőközeg magával ragadja a nagy röppályájú cseppeket, és a kimenő csomák felé szállítja. Mivel ezek a cseppek a legnagyobb méretűek is, nem tudja kiáramoltatni a kamrából, így a gravitáció hatására leülepednek. A 6.5.12. és 6.5.13. ábrákon különböző típusú porlasztva szárítókat láthatunk.



6.5.12. ábra. Egyenáramú porlasztva szárító kamra:

- 1 – sűrítmenybetápláló csomák,
 - 2 – porlasztótárcsa, 3 – fűtőközeget bevezető csomák, 4 – elosztófej,
 - 5 – fáradt közeget kivezető csomák,
 - 6 – leülepedett szemcseréteg,
 - 7 – cellás adagoló/záró
- (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)



6.5.13. ábra. Porlasztva szárító vibrofluidizált szárítóval/hűtővel kapcsolva:

- I. meleg levegő befújása a szárítóba,
 - II. meleg levegő befújása a szárító tároló részébe,
 - III. meleg levegő befújása a vibrofluidizált szárítóba
- (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

A 6.5.12. ábrán látható, hogy a kamrába betáplált szárítóközegek és a szemcsék egyenáramban haladnak. A befűtés úgy történik, hogy a nagy nedvességtartalmú cseppek zuhanását egy kissé késleltesse, aminek a következménye, hogy a szárítás gyorsan megvalósul, a lefele haladó részecskék már elvesztették nedvességük nagyobb részét.

A 6.5.13. ábrán látható berendezés egy szárítókamrát, fluidizációs szárítót-szállítót és ugyancsak egy fluidizációs hűtőt tartalmaz. Látható, hogy a száraz szemcsék két helyen kerülnek a vibrofluidizációs szárítóba, a kamrából és a ciklonból. A berendezést a száraz, hűtött szemcsehalmaz hagyja el. A befűjt levegő minőségének változtatásával lehetséges nagy felületű, könnyen oldódó vagy diszpergálható termék előállítás. Az egyenáram alkalmazása megóvja a terméket

a hőkárosodástól (akkor kapja a részecske a legtöbb hőt, amikor a legnagyobb a nedvessége), ellenben a megszabott nedvesség elérése több időt követel, vagy feltételezi két típusú szárító összekapcsolását, mint amilyen a bemutatott ábrán látható.

6.5.7. Megoldott számítási példák

A. Anyag- és hőmérlegek

6.5.7.1. A fajlagos légszükséglet számítása

Határozzuk meg a fajlagos légszükségletet, ha 1200 kg/h, 14,5 g víz/100 g nedves gabonát szárítunk 13 g víz/100 g szárazanyag nedvességtartalomig. A szárítóközeget 290 K hőmérsékletű, 75% relatív nedvességű levegőből állítjuk elő. Ismert a szárítóból kilépő levegő nedvességtartalma (48 g/1000 g száraz levegő), a víz gőznyomása 290 K hőmérsékleten 16,38 torr, és a rendszerben mért nyomás 750 torr.

Megoldás:

A 6.5.7. ábrán alkalmazott jelöléseket használva, írjuk fel az anyagmérleget:

$$(L \cdot x_1 + L) + (G + G \cdot w^o) = (G + G \cdot w) + (L + L \cdot x_3)$$

$$\text{Vagyis: } L \cdot x_1 + G \cdot w^o = L \cdot x_3 + G \cdot w \Rightarrow G(w^o - w) = L(x_3 - x_1)$$

Ahonnan a légszükséglet:

$$L = \frac{G(w^o - w)}{x_3 - x_1} \text{ vagy } L = \frac{W}{x_3 - x_1}$$

ahol: a W az eltávolított vízmennyiséget jelenti.

A szárazanyag mennyisége:

$$G = m_r^o (1 - X_{\text{víz}}^o) = 1200 \cdot (1 - 0,145) = 1026 \text{ kg/h.}$$

Számítsuk ki a szárazanyagra vonatkoztatott kezdeti nedvességet (w^o), tudva azt, hogy 100 kg nedves anyag 14,5 kg nedvességet és 85,5 kg szárazanyagot tartalmaz:

$$w^o = \frac{X_{\text{víz}}^o}{1 - X_{\text{víz}}^o} = \frac{\% \text{víz}}{100 - \% \text{víz}} = \frac{14,5}{100 - 14,5} = 0,1696$$

Mivel a w adott, ki lehet számítani az eltávolítandó vízmennyiséget:

$$W = G(w^o - w) = 1026 \cdot (0,1696 - 0,13) = 40,629 \text{ kg/h.}$$

Most számítsuk ki a szárító levegő kezdeti abszolút nedvességtartalmát (x_1) a (6.5.11b) összefüggéssel:

$$x_1 = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e} = 0,622 \frac{0,75 \cdot 16,38}{750 - 0,75 \cdot 16,38} = 0,01035 \text{ g/g száraz levegő}$$

Mivel a kilépő levegő nedvességtartalma adott, most már kiszámítható a légszükséglet:

$$L = \frac{W}{x_3 - x_1} = \frac{40,629}{0,048 - 0,01035} = 1079,123 \text{ kg/h}$$

Így a fajlagos légszükséglet:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1079,123}{40,629} = 26,55 \frac{\text{kg sz.l.}}{\text{kg víz}}$$

Ami másképp kiszámítva:

$$l = \frac{1}{x_3 - x_1} = \frac{1}{0,048 - 0,01035} = 26,56 \frac{\text{kg sz.l.}}{\text{kg víz}}$$

6.5.7.2. Konvekciós szárító termelékenységének számítása

Szeletelt burgonyát szárítunk 1 bar nyomáson működő konvekciós szárítóban.

A belépő 25 °C hőmérsékletű anyag 78% nedvességtartalmú, míg a kilépő 10% nedvességtartalmú. A 20 °C hőmérsékletű, 75% relatív nedvességű levegőből előállított szárítóközeg 120 °C hőmérsékleten lép be a szárítóba. Határozzuk meg, mennyi burgonyát képes megszáritani a 2000 kg száraz levegő/h áramú szárítóközeg, feltételezve, hogy a kilépő szárított burgonya hőmérséklete a nedves hőmérőnek megfelelő, a szárazanyag fajlagos hőkapacitása 2000 J/(kg·K) és a kilépő levegő hőmérséklete 10 K-nel nagyobb, mint a terméké (Singh & Heldman, 2009).

Megoldás:

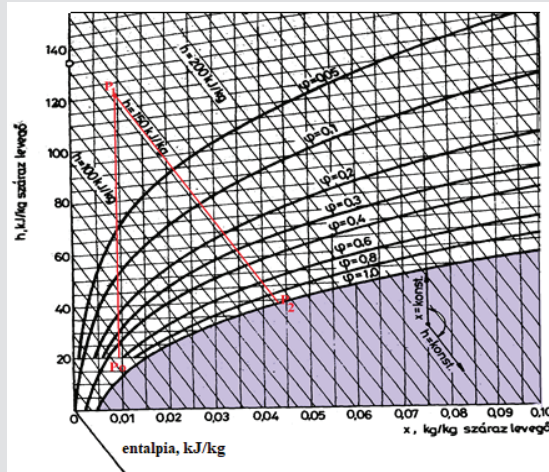
Ismerve a 20 °C-on a víz gőznyomását ($p_{H_2O}^e = 0,02336 \cdot 10^5$ Pa), számítsuk ki a levegő abszolút nedvességtartalmát:

$$x_1 = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e} = 0,622 \frac{0,75 \cdot 0,02336 \cdot 10^5}{10^5 - 0,75 \cdot 0,02336 \cdot 10^5} = 0,01109 \text{ g/g sz.l.}$$

Számítsuk ki a 120 °C hőmérsékletű nedves levegő entalpiáját a (6.5.16) összefüggést alkalmazva:

$$h_{lev}^{120} = 1,006 \cdot t + x \cdot (1,864 \cdot t + 2501) =$$

$$= 1,006 \cdot 120 + 0,01109 \cdot (1,864 \cdot 120 + 2501) = 150,93 \text{ kJ/kg}$$



6.5.14. ábra. A nedves hőmérőnek megfelelő hőmérséklet becslése a Mollier-diagramon

A 6.5.14. ábrán a 150 kJ/kg száraz levegő entalpiájú levegőnek (P_1 pont) megfelelő nedves hőmérséklet 38 °C (P_2 pont ugyanazon ábrán). Ez azt jelenti, hogy a termékünk 25 °C hőmérsékletéről 38 °C hőmérsékletre melegszik, míg a levegő 120 °C hőmérsékletéről 38+10=48 °C hőmérsékletre hűl le.

Számítsuk ki a burgonya nedvességét szárazanyagra vonatkoztatva:

$$w^o = \frac{X_{v\acute{z}}^o}{1 - X_{v\acute{z}}^o} = \frac{\%v\acute{z}}{100 - \%v\acute{z}} = \frac{78}{100 - 78} = 3,545 \text{ g/g sz.l.}$$

$$w = \frac{X_{v\acute{z}}}{1 - X_{v\acute{z}}} = \frac{\%v\acute{z}}{100 - \%v\acute{z}} = \frac{10}{100 - 10} = 0,111 \text{ g/g sz.l.}$$

Írjuk fel az anyagmérleget:

$$(L \cdot x_1 + L) + (G + G \cdot w^o) = (G + G \cdot w) + (L + L \cdot x)$$

Vagyis:

$$L \cdot (x - x_1) = G \cdot (w^o - w)$$

Innen, behelyettesítve következnek:

$$2000 \cdot (x - 0,01109) = G \cdot (3,545 - 0,111)$$

Most írjuk fel a hőmérleget, eltekintve a hőveszteségtől:

$$\dot{Q}_{lev}^o + \dot{Q}_b^o = \dot{Q}_{lev} + \dot{Q}_b$$

Vagyis:

$$L \cdot h_{lev}^{120} + (G \cdot c_{p \text{ sz.a.}} + G \cdot w^o \cdot c_{p \text{ víz}}^o) \cdot t_b^o = L \cdot h_{lev}^{48} + (G \cdot c_{p \text{ sz.a.}} + G \cdot w \cdot c_{p \text{ víz}}) \cdot t_b$$

Behelyettesítve az ismert adatokat: $h_{lev}^{120} = 150,93 \text{ J/kg}$, $c_{p \text{ víz}}^o = c_{p \text{ víz}} = 4190 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$, $c_{p \text{ sz.a.}} = 2 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$, $t_b^o = 25^\circ\text{C}$, $t_b = 38^\circ\text{C}$ és a $h_{lev}^{48} = 1,006 \cdot 48 + x(1,864 \cdot 48 + 2501)$, következnek:

$$\begin{aligned} 2000 \cdot 150,93 + G \cdot (2 + 3,545 \cdot 4,190) \cdot 25 = \\ = 2000 \cdot (1,006 \cdot 48 + x \cdot (1,864 \cdot 48 + 2501)) + G \cdot (2 + 0,111 \cdot 4,190) \cdot 38 \end{aligned}$$

$$\text{Vagyis: } 205284 + 649 \cdot G = 5,180944 \cdot 10^6 \cdot x$$

Megoldva az anyag- és hőmérlegből fölállított egyenletrendszeret, meghatározzuk az x és a G értékét:

$$\begin{cases} 2000 \cdot (x - 0,01109) = G \cdot (3,545 - 0,111) \\ 205284 + 649 \cdot G = 5,180944 \cdot 10^6 \cdot x \end{cases}$$

Ahonnán: $x = 0,04186 \text{ g/g sz.l.}$ és $G = 17,925 \text{ kg/h}$.

Tehát: a 2000 kg/h áramú száraz levegő képes 17,925 kg/h tömegáramú, 78% nedvességtartalmú szeletelt burgonyát megszáritani.

B. Kinetikai számítások

6.5.7.3. A szárítási sebesség meghatározása

Határozzuk meg az állandó sebességű szárítás sebességének értékét a 12 mm vastagságú, 88% nedvességtartalmú, 600 kg/m³ ömlesztett sűrűségű szeletelt alma konvekciós szárításakor, ismervé, hogy a szárító levegő hőmérséklete 55 °C, a szeletek felületén mért hőmérséklet 40 °C, a levegő áramlási sebessége 5 m/s.

Megoldás:

Az állandó sebességű szárításakor a sebességmeghatározó lépés a hőmenyiség biztosítása a szárítandó anyag felületén. Erre felírható:

$$m_{sz.a} \cdot \Delta H_{pár} \cdot \frac{dX}{d\tau} = \alpha \cdot A \cdot (t_l - t_f)$$

ahol: $m_{sz.a}$ – a szárítandó anyag tömege, kg; $\Delta H_{pár}$ – a víz párolgáshője, J/kg;
 $\frac{dX}{d\tau}$ – a szárítási sebesség, kg víz/(kg sz.a.·s); α – hőátadási tényező, W/(m²·K);
 A – felület, m²; t_l , t_f – a levegő, illetve a felület hőmérséklete, K.

Innen:

$$\frac{dX}{d\tau} = \frac{\alpha \cdot A \cdot (t_l - t_f)}{m_{sz.a} \cdot \Delta H_{pár}}$$

Tudva, hogy a szárítandó anyag tömege kiszámítható a sűrűség és a térfogat szorzatából: $m_{sz.a} = \rho \cdot A \cdot \delta$, fel lehet írni:

$$\frac{A}{m_{sz.a}} = \frac{1}{(\rho \cdot \delta)_{szelet}},$$

ahol: δ_{szelet} – a szelet félvastagsága (ha mindkét felületről éri a levegő), m.

$$\text{Tehát: } \frac{dX}{d\tau} = \frac{\alpha \cdot (t_l - t_f)}{\Delta H_{pár}} \cdot \frac{1}{(\rho \cdot \delta)_{szelet}}.$$

Számítsuk ki a szárazanyag sűrűségét:

$$\rho = \rho_{nedves} (1 - X^o) = 600 \cdot \left(1 - \frac{88}{100}\right) = 72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

A hőátadási tényező értékét egy empirikus összefüggéssel számítjuk (Marinos-Kouris & Maroulis, 2006):

$$\alpha = 14,305 \cdot L^{0,8}, \text{ amelyben az } L \text{ – a levegő tömegáram-sűrűsége, kg/(m}^2\cdot\text{s).}$$

A kontinuitástételből kiszámítva, ennek értéke:

$$L = \rho_{lev} \cdot w = \frac{p \cdot M}{R \cdot T} \cdot w = \frac{101300 \cdot 28,89}{8314 \cdot (273 + 55)} \cdot 5 = 5,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Tehát a hőátadási tényező:

$$\alpha = 14,305 \cdot L^{0,8} = 14,305 \cdot 5,36^{0,8} = 54,8 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

A táblázatból kiolvassuk a 40 °C hőmérsékletű víz párolgáshőjét:

$$\Delta H_{pár} = 2406 \text{ kJ/kg.}$$

Ezt is ismerve behelyettesíthetünk a kért szárítási sebesség kiszámítása érdekében:

$$\frac{dX}{d\tau} = \frac{\alpha \cdot (t_l - t_f)}{\Delta H_{pár}} \cdot \frac{1}{(\rho \cdot \delta)_{szelet}} = \frac{54,8 \cdot (55 - 40)}{2406 \cdot 10^3} \cdot \frac{1}{78 \cdot \frac{0,012}{2}} = 7,3 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg nedv.}}{\text{kg sz.a} \cdot \text{s}}$$

6.5.7.4. A szárítási sebesség kiszámítása dimenziómentes számok alkalmazásával

Kocka alakú, 5x5x5 mm méretű, 4,25 kg nedvesség/kg szárazanyag víz-tartalmú, 1020 kg/m³ sűrűségű sárgarépat szárítunk 1,013 10⁵ Pa nyomáson, 353 K hőmérsékletű, 12% relatív nedvességtartalmú, 5 m/s sebességgel áramló levegővel, melynek viszkozitása 17,9·10⁻⁶ Pa·s. Tudva, hogy a vízpára eltávolítása a felületről a sebességmeghatározó, számítsuk ki a szárítási sebességet.

Adottak: a pára diffúziója a levegőben: $D_{H_2O} = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$; a komponensátadás számítására alkalmas dimenziómentes számot tartalmazó összefüggés: $Sh = 2 + 0,66 \cdot Re^{0,5} \cdot Sc^{0,33}$.

Megoldás:

A szárítási sebesség becslésére a következő összefüggést alkalmazzuk:

$$\frac{dw_s}{A \cdot d\tau} = \beta_{H_2O} \cdot M_{H_2O} \cdot (a_f - a_l)$$

ahol: w_s – a sárgarépa nedvessége, kg/kg; A – a sárgarépa felülete, m²/(kg sz.a.); β_{H_2O} – a komponensátadási tényező, m/s; M_{H_2O} – a nedvesség mólömege, kg/mol; a_f, a_l – a felület nedvességének és a levegőnek megfelelő vízáktivitás.

Ahhoz, hogy a dimenziómentes számokat kiszámíthassuk, határozzuk meg az egyenértékű átmérőt:

$$d_e = L \cdot \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}} = 0,005 \cdot \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}} = 0,0062 \text{ m}$$

Számítsuk ki a levegő sűrűségét:

$$\rho_l = \frac{M_l}{V_m} \cdot \frac{273}{T} = \frac{28,89}{22,41} \cdot \frac{273}{353} = 0,996 \text{ kg/m}^3$$

Számítsuk ki a Re értékét:

$$Re = \frac{\rho_l \cdot w_l \cdot d_e}{\eta_l} = \frac{0,996 \cdot 5 \cdot 0,0062}{17,9 \cdot 10^{-6}} = 1725$$

Számítsuk ki a Sc értékét:

$$Sc = \frac{\eta_l}{D_{H_2O} \cdot \rho_l} = \frac{17,9 \cdot 10^{-6}}{2,2 \cdot 10^{-5} \cdot 0,996} = 0,817$$

Most kiszámítható a Sh-szám:

$$Sh = 2 + 0,66 \cdot Re^{0,5} \cdot Sc^{0,33} = 2 + 0,66 \cdot 1725^{0,5} \cdot 0,817^{0,33} = 27,64$$

Számítsuk ki a komponensátadási tényezőt:

$$\beta_{H_2O} = \frac{Sh}{d_e} \left(\frac{\rho_l}{M_l} D_{H_2O} \right) = \frac{27,64}{0,0062} \cdot \left(\frac{0,996}{28,89} \cdot 2,2 \cdot 10^{-5} \right) = 3,38 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

A fajlagos felület kiszámítása:

$$A = \frac{6 \cdot A_{\text{oldal}}}{\rho \cdot V_{\text{kocka}} \cdot X_{\text{sz.a.}}} = \frac{6 \cdot 0,005^2}{1020 \cdot 0,005^3 \cdot \left(1 - \frac{4,25}{4,25+1} \right)} = 6,176 \frac{\text{m}^2}{\text{kg sz.a.}}$$

Tehát az anyagátadási sebesség most kiszámítható, hisz ismert a levegő vízkaktivitása: $a_l = \varphi = \frac{12}{100} = 0,12$, a sárgarépa vízkaktivitása pedig ilyen magas nedvességtartalom esetén közel 1:

$$\frac{dw_s}{d\tau} = \beta_{H_2O} \cdot M_{H_2O} \cdot (a_f - a_l) \cdot A = 3,38 \cdot 10^{-3} \cdot 18 \cdot (1 - 0,12) \cdot 6,176 = 0,33 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.} \cdot \text{s}}$$

6.5.7.5. Állandó sebességgel megvalósított szárítás időtartamának számítása

Konvekciós szárítással csökkentjük az 1 cm vastagságú, 5x10 cm felületű, 85% nedvességet tartalmazó, 850 kg/m³ sűrűségű anyag nedvességét a kritikus 40% nedvességre 90 °C hőmérsékletű levegővel. Feltételezve, hogy az állandó sebességgel végbement folyamatba betáplált szárító közeget 25 °C hőmérsékletű és 60% relatív nedvességű levegőből állítottuk elő 1 atm nyomáson, határozzuk meg az állandó szárítás idejét, ha a komponensátadási tényező $\beta_{\text{vz}} = 0,123$ m/s.

Megoldás:

Feltételezve, hogy a kritikus nedvességig való szárítás állandó sebességgel megy végbe, fel lehet írni:

$$r = \frac{dw}{d\tau} \approx \frac{G(w^o - w)}{\tau}$$

Ismerve, hogy az állandó sebességű szárításnál az anyag felülete a nedves hőmérő hőmérsékletén marad, a vízgőz transzportja a felülettől a főtömegbe a következő összefüggéssel írható fel (Singh & Heldman, 2009):

$$r = \beta_{H_2O} A \frac{P}{0,622 \cdot RT} M_{H_2O} (X_f^e - x_l)$$

Figyelembe véve a két összefüggést, felírható a szárítási idő:

$$\tau_{kr} = \frac{0,622 \cdot RT}{p \cdot M_{H_2O}} \cdot \frac{1}{\beta_{H_2O} A} \cdot \frac{G(w^o - w)}{X_f^e - x_l}$$

ahol: T – a közepes hőmérséklet, vagyis a szilárd anyag felületének és a levegőnek közepes hőmérséklete, K.

Először kiszámítjuk a nedvességértékeket az anyagra:

$$w^o = \frac{X^o}{1 - X^o} = \frac{0,85}{1 - 0,85} = 5,666 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$w = \frac{X}{1 - X} = \frac{0,4}{1 - 0,4} = 0,666 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$$

A levegő nedvessége, ha a 25 °C hőmérsékleten a gőznyomás $0,03235 \cdot 10^5$ Pa:

$$x_l = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e} = 0,622 \frac{0,6 \cdot 0,03235 \cdot 10^5}{1,013 \cdot 10^5 - 0,6 \cdot 0,03235 \cdot 10^5} = 0,0123 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$$

Ahhoz, hogy meghatározzuk a felületi hőmérsékletnek megfelelő vízmennyiséget, ki kell számítani a nedves hőmérő hőmérsékletét. Ezért először meghatározzuk a 90 °C hőmérsékletű levegő entalpiáját:

$$\begin{aligned} h_l^{90} &= 1,006 \cdot t + x \cdot (1,864 \cdot t + 2501) = \\ &= 1,006 \cdot 90 + 0,0123 \cdot (1,864 \cdot 90 + 2501) = 123,36 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

A Mollier-diagramon (6.5.15. ábra) leolvassuk a $\varphi=1$ görbén a megfelelő hőmérsékletet: 35 °C és az annak megfelelő víztartalom értékét: 0,035 kg/kg sz.l.

Most kiszámítható a közepes hőmérséklet:

$$T = 273 + \frac{t + t_{nedves}}{2} = 273 + \frac{90 + 35}{2} = 335,5 \text{ K}$$

A felület értéke:

$$A = a \cdot b = 0,05 \cdot 0,1 = 5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

A szárazanyag mennyisége:

$$G = \rho \cdot V \cdot (1 - X^o) = \rho \cdot A \cdot \delta \cdot (1 - X^o) = 850 \cdot 5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,01 \cdot (1 - 0,85) = 6,375 \cdot 10^{-3} \text{ kg sz.a.}$$

Behelyettesítve, a szárítási idő:

$$\tau_{kr} = \frac{0,622 \cdot RT}{p \cdot M_{H_2O}} \cdot \frac{1}{\beta_{H_2O} A} \cdot \frac{G(w^o - w)}{X_f^e - x_l} =$$

$$= \frac{0,622 \cdot 8314 \cdot 335,5}{1,013 \cdot 10^5 \cdot 18} \cdot \frac{1}{0,123 \cdot 5 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{6,375 \cdot 10^{-3} \cdot (5,666 - 0,666)}{0,035 - 0,0123} = 2172 \text{ s}$$

6.5.7.6. A szárítási idő számítása porlasztva szárítás esetében

Porlasztva szárítjuk a 2 kg/s tömegáramú, 1080 kg/m³ sűrűségű, 25,5% szárazanyag-tartalomig besűrített savót, amíg a nedvességtartalma 5%-ra csökken. Ismerve a kritikus nedvességet (45%), az egyensúlyi nedvességet (3,5%), a vízgőzök diffúziós tényezőjét ($D_{H_2O} = 2,5 \cdot 10^{-11}$ m²/s), a belépő levegő hőmérsékletét (120 °C), nyomását (1 atm) és relatív nedvességét ($\varphi = 10\%$), a cseppek, illetve a kritikus pontig száradt részecskék méretét ($d_{csepp} = 0,12$ mm, $d_p = 0,025$ mm), határozzuk meg a szárítási időt.

Megoldás:

Alkalmazzuk a 6.5.4. táblázatban lévő összefüggést, ami mind az állandó, mind a változó szárítási sebességre érvényes (Singh & Heldman, 2009):

$$\tau_{sz} = \frac{\Delta H_{par} (w^o - w^k) \cdot G}{4\pi R_{csepp} \cdot \lambda_{lev} (T_{lev} - T_s)} + \frac{R_p^2}{\pi^2 D} \ln \left(\frac{6}{\pi^2} \cdot \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right)$$

ahol: G – a szárazanyag mennyisége, kg sz.a.; w^o , w^k , w^e , w – a kezdeti, a kritikus, az egyensúlyi, illetve a végső nedvesség, kg víz/kg sz.a.; R_{cs} , R_p – a csepp, illetve a részecske sugara, m; ΔH_{par} – a nedvesség párolgáshője, J/kg; D_{H_2O} – a nedvesség diffúziós tényezője, m²/s; T_p , T_f – a levegő, illetve a felület hőmérséklete, K; λ_l – a levegő hővezetési tényezője, W/(m·K).

Figyelembe véve az adatokat, meghatározzuk az összefüggésben szereplő értékeket:

$$R_{cs} = \frac{d_{cs}}{2} = \frac{0,12 \cdot 10^{-3}}{2} = 6 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$R_p = \frac{d_p}{2} = \frac{0,025 \cdot 10^{-3}}{2} = 1,25 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$w^o = \frac{X^o}{1 - X^o} = \frac{0,745}{1 - 0,745} = 2,92 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$w^e = \frac{X^e}{1 - X^e} = \frac{0,035}{1 - 0,035} = 0,03626 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$w^k = \frac{X^{kr}}{1 - X^{kr}} = \frac{0,45}{1 - 0,45} = 0,818 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$w = \frac{X}{1-X} = \frac{0,05}{1-0,05} = 0,0526 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$G = \rho \cdot V \cdot (1 - X^o) = \rho \cdot \frac{\pi \cdot d_{cs}^3}{6} \cdot (1 - X^o) =$$

$$= 1080 \cdot \frac{\pi \cdot (12 \cdot 10^{-5})^3}{6} \cdot (1 - 0,745) = 2,49 \cdot 10^{-10} \text{ kg sz.a.}$$

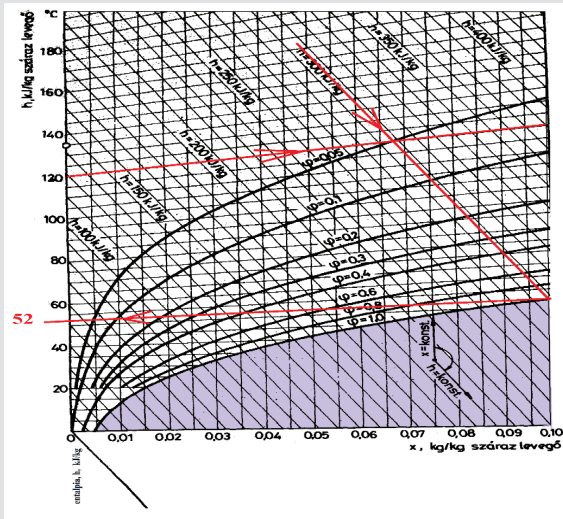
Következő lépésként meghatározzuk a felületi hőmérsékletet és a levegő hővezetési tényezőjét ezen a hőmérsékleten. Mivel a szárítást légköri nyomáson, de a vízforrpontnál nagyobb hőmérsékleten végezzük, a 120 °C hőmérsékletű levegő esetében a víztartalom:

$$x_l = 0,622 \frac{\varphi}{1-\varphi} = 0,622 \frac{0,1}{1-0,1} = 0,069 \frac{\text{kg nedv.}}{\text{kg sz.l.}}$$

Így az entalpia értéke:

$$h_l^{120} = 1,006 \cdot 120 + 0,069 \cdot (1,864 \cdot 120 + 2501) = 308,75 \text{ kJ/kg}$$

A Mollier-diagramról (6.5.15. ábra) leolvassuk a 308 kJ/kg entalpiájú levegő nedves hőmérőnek megfelelő hőmérsékletét, ami 52 °C. Tehát a felület hőmérséklete: $t_f = 52 \text{ °C}$.



6.5.15. ábra. A nedves hőmérő hőmérséklete a Mollier-diagramon

A belépő levegő hővezetési tényezőjét tehát, ismerve a 120 °C hőmérsékletű levegő és a gőz hővezetési tényezőit ($\lambda_{sz.l.} = 0,0334 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$, $\lambda_{g\ddot{o}z} = 0,026 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$):

$$\lambda_{bz} = \frac{1}{1+x} \lambda_{sz.l.} + \frac{x}{1+x} \lambda_g = \frac{1}{1+0,069} 0,0334 + \frac{0,069}{1+0,069} 0,026 = 0,0329 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

Leolvassuk a táblázatból az 52 °C-os víz párolgáshőjét: $\Delta H_{par} = 2377,87 \text{ kJ/kg}$ és behelyettesítünk:

$$\begin{aligned} \tau_{sz} &= \frac{\Delta H_{p\ddot{a}r} (w^o - w^k) \cdot G}{4\pi R_{csepp} \cdot \lambda_{lev} (T_{lev} - T_s)} + \frac{R_p^2}{\pi^2 D} \ln \left(\frac{6}{\pi^2} \cdot \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right) = \\ &= \frac{2377870 \cdot (2,92 - 0,818) \cdot 2,49 \cdot 10^{-10}}{4\pi \cdot 6 \cdot 10^{-5} \cdot 0,0329 \cdot (120 - 52)} + \left(\frac{1,25 \cdot 10^{-5}}{3,14} \right)^2 \cdot \frac{1}{2,5 \cdot 10^{-11}} \ln \left(\frac{6}{\pi^2} \cdot \frac{0,818 - 0,03626}{0,0526 - 0,03626} \right) = \\ &= 2,87 \text{ s.} \end{aligned}$$

C. Szárítók számítása

6.5.7.7. Szalagszárító méretezése

Alkalmazva a Maroulis és Saravacos (2003) által javasolt modellt (6.5.5. táblázat), számítsuk ki, milyen hosszú (L_{sz}) 2 m széles szalagszárítóra van szükségünk ahhoz, hogy megszársítsuk 65 °C-os levegővel a 600 kg/h tömegáramú, 87% nedvességtartalmú, 5 mm élhosszúságú kockákra vágott sárgarépát 8,9% nedvességtartalomig, amelyet maximum 5 cm-es rétegvastagságban terítünk a nemesacél szitalemezből készült szalagra. Ismert a környezeti levegő hőmérséklete (20 °C), nyomása (760 Hgmm), relatív nedvessége (45%) és az elhasznált levegő nedvességtartalma (35 g/kg száraz levegő).

Mennyi 160 °C-os fűtőgőzre van szükségünk, hogy felmelegítsük a szükséges levegőt a belépési hőmérsékletre? Mennyi az éves összköltség, ha évente 3000 órát működik a szárító, és a leírási időtartam 10 év?

6.5.5. táblázat. A szalagszárító modellje (Maroulis & Saravacos, 2003)

| S.sz. | Összefüggés | Megjegyzés |
|-------|---|------------------------------|
| 1. | $p_{H_2O}^e = \text{Exp} \left(11,9 - \frac{3990}{234 + t} \right)$, bar | Antoine-egyenlet a vízre |
| 2. | $x^e = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e}$, $\frac{\text{kg nedv.}}{\text{kg száraz lev.}}$ | A levegő abszolút nedvessége |

| S.sz. | Összefüggés | Megjegyzés |
|-------|--|---|
| 3. | $X^e = 7,35 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Exp} \left(\frac{1750}{273+t} \right) \cdot \left(\frac{a_w}{1-a_w} \right)^{0,4}$, $\frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$ | A szárítandó anyag egyensúlyi nedvességtartalma a szárítási körülményeken |
| 4. | $\tau_c = \frac{d^2}{\pi^2} \frac{1}{D_{H_2O}}$, ahol: $D_{H_2O} = 2,29 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ | Szárítási kinetikai paraméter |
| 5. | $\tau = -\tau_c \cdot \ln \left(\frac{X - X^e}{X^o - X^e} \right)$ | Száradási idő |
| 6. | $W = G \cdot (X^o - X)$, kg/h | Eltávolított nedvesség |
| 7. | $L = \frac{W}{x - x^o}$, kg/h | Levegőszükséglet |
| 8. | $\dot{Q}_{\text{pár}} = G(X^o - X) \cdot [\Delta H_{\text{pár}} - (c_{pl} - c_{pg}) \cdot t]$ | Párolgáshoz szükséges hő |
| 9. | $\dot{Q}_{\text{mel},s} = G(c_{ps} + X^o c_{pl}) \cdot (t - t^o)$ | A szárítandó anyag melegítésére elhasznált hő |
| 10. | $\dot{Q}_{\text{mel},l} = L(c_{psz,l} + x^o c_{pg}) \cdot (t - t^o)$ | A levegő felmelegítésére használt hő |
| 11. | $\dot{Q} = \dot{Q}_{\text{pár}} + \dot{Q}_{\text{mel},s} + \dot{Q}_{\text{mel},l} + \dot{Q}_v$ | Az összes légszükséglet |
| 12. | $A_{h.cs.} = \frac{\dot{Q}}{K \cdot (t_{\text{g}} - t)}$ | Hőcsere felülete |
| 13. | $m = G \cdot (1 + X^o) \cdot \tau$ | Feldolgozott mennyiség, kg |
| 14. | $V_{\text{réteg}} = \frac{m}{\rho_{sz} (1 - \varepsilon)}$, ahol: $\varepsilon = 0,5$ | Szalagon lévő réteg térfogata |
| 15. | $L_{sz} = \frac{V_{\text{réteg}}}{B \cdot h_{\text{réteg}}}$, ahol: B – a szalag szélessége, m; $h_{\text{réteg}}$ – rétegvastagság, m | Szalag hossza |
| 16. | $A_{sz} = L_{sz} \cdot B$ | Szalag felülete |
| 17. | $w_{sz} = \frac{L_{sz}}{\tau}$ | Szalag sebessége |

| S.sz. | Összefüggés | Megjegyzés | | | | | | | | | | | |
|-----------------------------------|---|--|------------|---------|-----------|------------|-----------------------------------|-------|-------|------|---------------|------|------|
| 18. | $N_{vent} = f \cdot h_{réteg} \cdot v^2 \cdot \frac{\rho_l \cdot v \cdot B \cdot L_{sz}}{\rho_l}$ | Ventilátor teljesítményszükséglete, ha $f=2$ | | | | | | | | | | | |
| 19. | $N_{sz} = N_f \cdot L_{sz} \cdot G \cdot (1 + X^o),$ ahol: N_f – a fajlagos teljesítmény: $N_f = 2 \text{ kW}/(\text{m} \cdot \text{kg})$ | A szárító hajtómotor teljesítményszükséglete | | | | | | | | | | | |
| 20. | $N_{össz} = N_{sz} + N_{vent}$ | A teljes teljesítményszükséglet | | | | | | | | | | | |
| 21. | $\eta_Q = \frac{\dot{Q}_{pár}}{\dot{Q}} \cdot 100$ | Hőhasznosítási mutató | | | | | | | | | | | |
| 22. | $r = \frac{W}{A_{sz}}, \frac{\text{kg víz}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$ | Szárítási sebesség | | | | | | | | | | | |
| 23. | $K_B = k_{f.sz.} \cdot (A_{sz})^{n_{sz}} + k_{f.h.cs.} \cdot (A_{h.cs})^{n_{h.cs}} + k_{f.v.} \cdot (N_{vent})^{n_{vent}}$ ahol: | Berendezés beszerzési értéke | | | | | | | | | | | |
| | <table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Szárító</th> <th>Hőcserélő</th> <th>Ventilátor</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Fajlagos költség, $k_{i,i}$, RON</td> <td>21000</td> <td>10000</td> <td>4000</td> </tr> <tr> <td>Kitevő, n_i</td> <td>0,95</td> <td>0,65</td> <td>0,75</td> </tr> </tbody> </table> | | | Szárító | Hőcserélő | Ventilátor | Fajlagos költség, $k_{i,i}$, RON | 21000 | 10000 | 4000 | Kitevő, n_i | 0,95 | 0,65 |
| | Szárító | Hőcserélő | Ventilátor | | | | | | | | | | |
| Fajlagos költség, $k_{i,i}$, RON | 21000 | 10000 | 4000 | | | | | | | | | | |
| Kitevő, n_i | 0,95 | 0,65 | 0,75 | | | | | | | | | | |
| 24. | $K_m = k_{göz} \cdot \dot{Q} \cdot t_m + k_{E.E} \cdot N_{össz} \cdot t_m,$ ahol: $k_{göz} = 0,3 \text{ RON/kWh}$, $k_{E.E} = 0,55 \text{ RON/kWh}$ | Éves működési költség; $t_m = 3000 \text{ h}$ | | | | | | | | | | | |
| 25. | $K = a \cdot K_B + K_m, \text{ ahol: } a = \frac{k \cdot (1+k)^{\tau_m}}{(1+k)^{\tau_m} - 1}$ | Éves teljes költség, ha $k=8\%$ és $\tau_m = 10 \text{ év}$ | | | | | | | | | | | |

Adottak a közegek és azok összetevőinek jellegzetes tulajdonságai (6.5.6. táblázat).

6.5.6. táblázat. A közegek tulajdonságai

| Paraméter | Érték |
|---|-------|
| Száraz levegő fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K) | 1006 |
| Vízgőz fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K) | 1900 |
| Víz fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K) | 4186 |
| Szárított sárgarépa fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K) | 1750 |
| Víz párolgáshője, kJ/kg | 2501 |
| Gőz kondenzációs hőátadási tényezője, W/(m ² ·K) | 10000 |

(www.engineeringtoolbox.com)

Megoldás:

Először számítsuk ki a kezdeti állapotra jellemző tulajdonságokat:

– A sárgarépa szárazanyagra vonatkoztatott nedvessége:

$$X^o = \frac{w^o}{100 - w^o} = \frac{87}{100 - 87} = 6,69 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$X = \frac{w}{100 - w} = \frac{8,9}{100 - 8,9} = 0,0977 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$$

– A levegő kezdeti abszolút víztartalma:

$$x^o = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e}$$

Mivel a levegő relatív nedvessége $\varphi = 0,45$ és hőmérséklete (20°C) ismert, kiszámítjuk a gőznyomást:

$$p_{H_2O}^e = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234 + t}\right) = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234 + 20}\right) = 0,02217 \text{ bar}$$

Ezt ismerve a levegő nedvességtartalma:

$$x^o = 0,622 \frac{0,45 \cdot 0,02217}{1 - 0,45 \cdot 0,02217} = 0,00626 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.l.}}$$

Számítsuk ki a vízmentes szilárd anyag mennyiségét:

$$G = m_t^o \left(1 - \frac{w^o}{100}\right) = 600 \cdot \left(1 - \frac{87}{100}\right) = 78 \text{ kg/h.}$$

A vízakaktivitás kiszámításához előbb szükséges kiszámítanunk 65°C hőmérsékleten is a gőznyomást:

$$p_{H_2O}^e = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234 + t}\right) = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234 + 65}\right) = 0,2358 \text{ bar}$$

Ezen a hőmérsékleten a 35 g/kg nedvességet tartalmazó levegő relatív nedvessége, és egyben a vízakaktivitása:

$$0,035 = 0,622 \frac{\varphi \cdot 0,2358}{p_b - \varphi \cdot 0,2358} \Rightarrow \varphi = a_w = 0,226$$

A sárgarépa egyensúlyi nedvessége e szárítási körülményeken:

$$X^e = 7,35 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Exp}\left(\frac{1750}{273 + t}\right) \cdot \left(\frac{a_w}{1 - a_w}\right)^{0,4} =$$

$$= 7,35 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Exp}\left(\frac{1750}{273+65}\right) \cdot \left(\frac{0,226}{1-0,226}\right)^{0,4} = 0,0796 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}}$$

A szárítási kinetikai paramétere:

$$\tau_c = \frac{d^2}{\pi^2 D_{H_2O}} = \frac{0,005^2}{\pi^2} \frac{1}{2,29 \cdot 10^{-9}} = 1107,24 \text{ s}$$

A szárítási idő:

$$\tau = -\tau_c \cdot \ln\left(\frac{X - X^e}{X^o - X^e}\right) = -1107,24 \cdot \ln\left(\frac{0,0977 - 0,0796}{6,69 - 0,0796}\right) = 6533,25 \text{ s}$$

Az eltávolított vízmennyiség:

$$W = G \cdot (X^o - X) = 78 \cdot (6,69 - 0,0977) = 514,2 \text{ kg/h}$$

A szükséges levegő:

$$L = \frac{W}{x - x^o} = \frac{514,2}{0,035 - 0,00626} = 17891,42 \text{ kg/h}$$

A párologtatáshoz szükséges hő:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\text{pár}} &= G(X^o - X) \cdot [\Delta H_{\text{pár}} - (c_{pl} - c_{pg}) \cdot t] = \\ &= \frac{78}{3600} (6,69 - 0,0977) \cdot [2501 - (4,1868 - 1,9) \cdot 65] = 336 \text{ kW} \end{aligned}$$

A sárgarépa felmelegítéséhez szükséges hőáram:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\text{mel},s} &= G \cdot (c_{ps} + X^o c_{pl}) \cdot (t - t_s^o) = \\ &= \frac{78}{3600} \cdot (1,750 + 6,69 \cdot 4,1868) \cdot (65 - 20) = 29,01 \text{ kW} \end{aligned}$$

A levegő felmelegítésére elhasznált hőáram:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\text{mel},l} &= L \cdot (c_{psz,l} + x^o c_{pgöz}) \cdot (t - t_k^o) = \\ &= \frac{17891,42}{3600} \cdot (1,006 + 0,035 \cdot 1,9) \cdot (65 - 20) = 239,85 \text{ kW} \end{aligned}$$

A teljes hőszükséglet 3% veszteség figyelembevételével:

$$\dot{Q} = \frac{1}{1 - \frac{3}{100}} \cdot (336 + 29,01 + 239,85) = 623,56 \text{ kW}$$

Figyelembe véve a 160 °C-os gőz kondenzációs entalpiáját ($\Delta H_{kond} = 2085 \text{ kJ/kg}$), kiszámítható a gőzszükséglet:

$$m_{göz} = \frac{\dot{Q}}{\Delta H_{kond}} = \frac{623560}{2085000} = 0,3 \text{ kg/s}$$

A hőcseréhez szükséges felületnek a meghatározására számítsuk ki a hőátadási tényező értékét, ha a felmelegítést egy lemezes hőcserélőben végezzük:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_k} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{nemesacél} + \frac{1}{\alpha_l}}, \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Ha figyelembe vesszük a lemezközi kényszeráramlást, ahol a $w = 5 \text{ m/s}$, $\delta_{lk} = 5 \text{ mm}$ és a lemezszélesség 640 mm, fel lehet írni a konvektív hőátadás kritériális egyenletét, amelyben a levegő átlagos hőmérsékleten $[(20 + 65) / 2 = 42,5 \text{ °C}]$ meghatározott tulajdonságait vesszük alapul, azaz a sűrűség: $1,119 \text{ kg/m}^3$, a viszkozitás: $19,19 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$, a hővezetési tényező: $0,02754 \text{ W/(m}\cdot\text{K)}$, a fajlagos hőkapacitás: $1006 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$:

$$Nu = \frac{\alpha_l \cdot d_e}{\lambda_l} = 0,314 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,33}$$

ahol:

$$d_e = 2 \cdot \delta_{lk} = 2 \cdot 5 \cdot 10^{-3} = 0,01 \text{ m}$$

$$Re = \frac{\rho_l \cdot w_l \cdot d_e}{\eta_l} = \frac{1,119 \cdot 5 \cdot 0,01}{19,19 \cdot 10^{-6}} = 2915$$

$$Pr = \frac{\eta_l \cdot c_{pl}}{\lambda_l} = \frac{19,19 \cdot 10^{-6} \cdot 1006}{0,02754} = 0,7$$

Behelyettesítve:

$$\alpha_l = \frac{\lambda_l}{d_e} \cdot 0,314 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,33} = \frac{0,02754}{0,01} \cdot 0,314 \cdot 2915^{0,65} \cdot 0,7^{0,33} = 137,33 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Ezt ismerve, kiszámítható a K értéke is:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_k} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{nemesacél} + \frac{1}{\alpha_l}} = \frac{1}{\frac{1}{10000} + \left(\frac{0,0008}{17,5}\right) + \frac{1}{137,33}} = 134,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Számítsuk ki a szükséges felületet:

$$A_{h.cs.} = \frac{\dot{Q}}{K \cdot (t_{göz} - t)} = \frac{623560}{134,6 \text{ K} \cdot (160 - 65)} = 48,76 \text{ m}^2$$

A szárítóban levő darabolt sárgarépa mennyisége:

$$m = G \cdot (1 + X^o) \cdot \tau = 78 \cdot (1 + 6,69) \cdot \frac{6533,25}{3600} = 1088,54 \text{ kg}$$

Az ennek megfelelő rétegtérfogat:

$$V_{\text{réteg}} = \frac{m}{\rho_{sz} (1 - \varepsilon)} = \frac{1088,54}{1750 \cdot (1 - 0,5)} = 1,244 \text{ m}^3$$

A szárító hossza:

$$w_{sz} = \frac{L_{sz}}{\tau} \cdot L_{sz} = \frac{V_{\text{réteg}}}{B \cdot h_{\text{réteg}}} = \frac{1,244}{2 \cdot 0,05} = 12,44 \text{ m}$$

A szárító felülete:

$$A_{sz} = L_{sz} \cdot B = 12,44 \cdot 2 = 24,88 \text{ m}^2$$

A szalagáramlás sebessége:

$$w_{sz} = \frac{L_{sz}}{\tau} = \frac{12,44}{6533,25} = 1,9 \text{ mm/s} = 6,85 \text{ m/h}$$

A levegőt szállító ventilátor teljesítményszüksége (ha $v = 1,5 \text{ m/s}$):

$$N_{\text{vent}} = f \cdot h_{\text{réteg}} \cdot v^2 \cdot \frac{\rho_l \cdot v \cdot B \cdot L_{sz}}{\rho_l} = 2 \cdot 0,05 \cdot 1,5^2 \cdot \frac{1,119 \cdot 1,5 \cdot 2 \cdot 12,44}{1,119} = 8,39 \text{ kW}$$

A szalag hajtómű teljesítményszüksége:

$$N_{sz} = N_f \cdot L_{sz} \cdot G \cdot (1 + X^o) = 2 \cdot 12,44 \cdot 78 \cdot (1 + 6,69) = 14,92 \text{ kW}$$

Az össz villamosenergia-szükséglet tehát: $N_{\text{össz}} = 8,39 + 14,92 = 23,31 \text{ kW}$.

A hőhasznosítási mutató értéke:

$$\eta_Q = \frac{\dot{Q}_{\text{pár}}}{\dot{Q}} \cdot 100 = \frac{336}{623,56} \cdot 100 = 53,88\%$$

A szárítási sebesség:

$$r = \frac{W}{A_{sz}} = \frac{514,2}{24,88} = 20,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

A berendezés befektetésének értéke:

$$K_B = k_{f.sz.} \cdot (A_{sz})^{n_{sz}} + k_{f.h.cs.} \cdot (A_{h.cs})^{n_{h.cs}} + k_{f.v.} \cdot (N_{\text{vent}})^{n_{\text{vent}}} = \\ = 21000 \cdot (24,88)^{0,95} + 10000 \cdot (48,76)^{0,65} + 4000 \cdot (8,39)^{0,75} = 589729 \text{ RON}$$

Az éves működési költség:

$$K_m = k_{g\ddot{o}z} \cdot \dot{Q} \cdot t_m + k_{E.E} \cdot N_{\ddot{o}ssz} \cdot t_m = 0,3 \cdot 623,56 \cdot 3000 + 0,55 \cdot 23,31 \cdot 3000 = 599319 \text{ RON}$$

Az éves teljes költség, ha $k=8\%$ és $\tau_m = 10$ év:

$$a = \frac{k \cdot (1+k)^{\tau_m}}{(1+k)^{\tau_m} - 1} = \frac{0,08 \cdot (1+0,08)^{10}}{(1+0,08)^{10} - 1} = 0,149$$

$$K = a \cdot K_B + K_m = 0,149 \cdot 589729 + 599319 = 687188,6 \text{ RON}$$

6.5.7.8. Porlasztva szárító méretezése

Az 5% nedvességtartalmú teljes tejpor előállítására 3,3% zsír-, 4,2% cukor-, 3,4% fehérje- és 0,8% ásványisó-tartalmú, 120 000 L/nap térfogatáramú, 1030 kg/m³ sűrűségű normalizált tejet használnak, amelyet először 48% szárazanyag-tartalomra besűrítnek. Ismertek még: a besűrített tej belépő hőmérséklete (60 °C), a szárító közeg belépő (200 °C) és kilépő (80 °C) hőmérséklete, a kilépő tejpor hőmérséklete 5 °C-kal kevesebb, mint a szárító levegőé. Számítsuk ki a légszükségletet és a szárítókamra méretét, ha a hőveszteséget 2,8%-nak tekintjük, a porlasztófej hűtő levegője *Jan Pisecky* szerint 0,05 kg/kg koncentrátum, a recirkulált finomszemcsék szállítására szolgáló levegő aránya 0,125 kg/kg koncentrátum.

Megoldás:

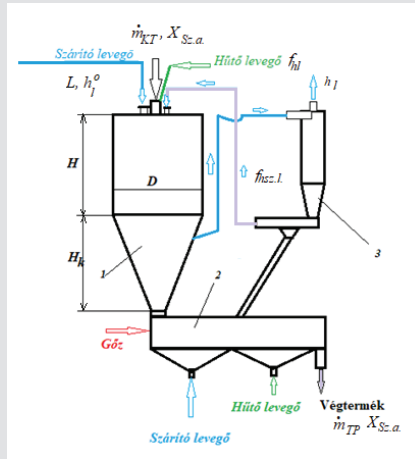
A légszükséglet becslésére a hőmérleget alkalmazzuk, feltételezve, hogy a szárító teljes hőszükségletét a bevitt szárítóközeggel biztosítjuk. Ahhoz, hogy a mérleghez szükséges tulajdonságokat meghatározhassuk, először ki kell számítanunk a szárítás anyagmérlegét, majd azután a tulajdonságokat. A levegő tulajdonságainak számítására az ismert Mollier–Ramzin-módszert alkalmazzuk. A számításokban a 6.5.16. ábrán feltüntetett áramokat vesszük figyelembe.

A megoldási sorrendet a 6.5.17. sémán tüntettük fel.

A koncentrált tej mennyiségének és összetételének számítása:

Írjuk fel a sűrítés/bepárlás veszteségmentes anyagmérlegét:

$$\begin{cases} \dot{m}_{NT}^o = \dot{m}_{KT} + \dot{m}_{s.g\ddot{o}z} \\ \dot{m}_{NT}^o \cdot X_{sz.a.}^o = \dot{m}_{KT} \cdot X_{sz.a.} \end{cases}$$



6.5.16. ábra. A bepárló sémája: 1 – porlasztva szárító; 2 – hűtő; 3 – ciklon;
f_{hl} – fajlagos hűtőlevegő; *f_{hsz.l.}* – fajlagos hűtő szárító levegő

Behelyettesítve következik:

$$\begin{cases} \frac{120000}{24} \cdot 1,030 = \dot{m}_{KT} + \dot{m}_{s.g\ddot{o}z} \\ \frac{120000}{24} \cdot 1,030 \cdot 0,117 = \dot{m}_{KT} \cdot 0,48 \end{cases}$$

$$\begin{cases} \dot{m}_{KT} = 1255,31 \text{ kg/h} \\ \dot{m}_{s.g\ddot{o}z} = 3894,68 \text{ kg/h} \end{cases}$$

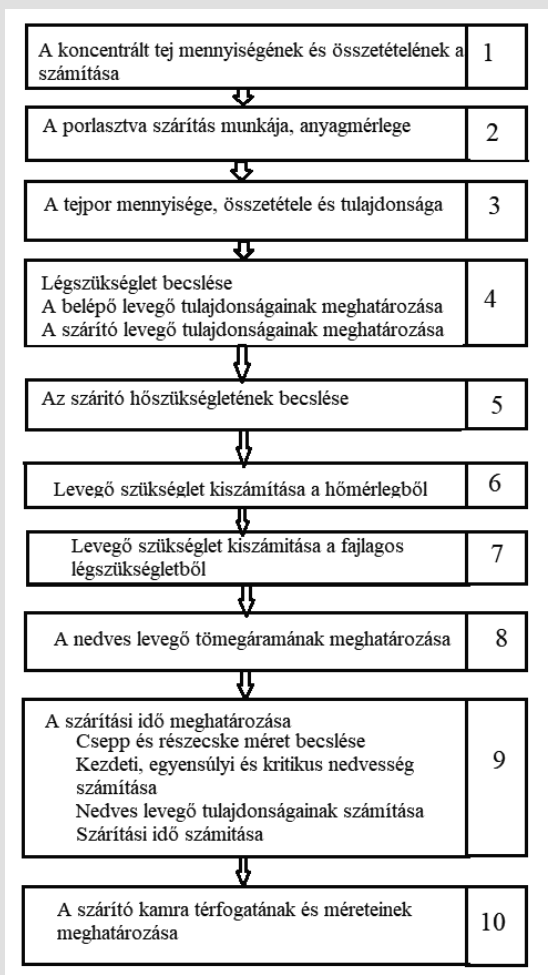
Számítsuk ki a koncentrált tej összetételét (tömegtörtben kifejezve):

$$X_{Zs}^{KT} = X_{Zs}^o \cdot \frac{\dot{m}_{NT}^o}{\dot{m}_{KT}} = 0,033 \cdot \frac{120000 \cdot 1,030}{1255,31 \cdot 24} = 0,13538$$

$$X_C^{KT} = X_C^o \cdot \frac{\dot{m}_{NT}^o}{\dot{m}_{KT}} = 0,042 \cdot \frac{120000 \cdot 1,030}{1255,31 \cdot 24} = 0,17231$$

$$X_F^{KT} = X_F^o \cdot \frac{\dot{m}_{NT}^o}{\dot{m}_{KT}} = 0,034 \cdot \frac{120000 \cdot 1,030}{1255,31 \cdot 24} = 0,13948$$

$$X_{AS}^{KT} = X_{AS}^o \cdot \frac{\dot{m}_{NT}^o}{\dot{m}_{KT}} = 0,008 \cdot \frac{120000 \cdot 1,030}{1255,31 \cdot 24} = 0,0328$$



6.5.17. ábra. A szárító méreteinek meghatározási sorrendje

$$X_{H_2O}^{KT} = 1 - 0,13538 - 0,17231 - 0,13948 - 0,0328 = 0,52$$

A tejpör mennyiségének, összetételének és tulajdonságainak a számítása:

Számítsuk ki a porlasztva szárítóból kilépő tejpör mennyiségét és összetételét:

$$\begin{cases} \dot{m}_{KT} = \dot{m}_{TP} + \dot{m}_{göz} \\ \dot{m}_{KT} \cdot X_{sz.a.} = \dot{m}_{TP} \cdot X_{sz.a.}^{TP} \end{cases}$$

Behelyettesítve:

$$\begin{cases} 1255,31 = \dot{m}_{TP} + \dot{m}_{göz} \\ 1255,31 \cdot 0,48 = \dot{m}_{TP} \cdot 0,95 \end{cases}$$

$$\text{Innen: } \begin{cases} \dot{m}_{TP} = 634,26 \text{ kg/h} \\ \dot{m}_{göz} = 621,05 \text{ kg/h} \end{cases}$$

A tejpör összetétele tömegtörtben kifejezve pedig:

$$X_{Zs}^{TP} = X_{Zs}^{KT} \cdot \frac{\dot{m}_{KT}}{\dot{m}_{TP}} = 0,13538 \cdot \frac{1255,31}{634,26} = 0,26794$$

$$X_C^{TP} = X_C^{KT} \cdot \frac{\dot{m}_{KT}}{\dot{m}_{TP}} = 0,17231 \cdot \frac{1255,31}{634,26} = 0,34103$$

$$X_F^{TP} = X_F^{KT} \cdot \frac{\dot{m}_{KT}}{\dot{m}_{TP}} = 0,13948 \cdot \frac{1255,31}{634,26} = 0,27605$$

$$X_{AS}^{TP} = X_{AS}^{KT} \cdot \frac{\dot{m}_{KT}}{\dot{m}_{TP}} = 0,0328 \cdot \frac{1255,31}{634,26} = 0,06491$$

$$X_{H_2O}^{TP} = 0,05007$$

A Choi–Okos-összefüggéseket (lásd a 4.2. és 4.4. táblázatokat) véve alapul kiszámítjuk az összetevők, majd a közegek tulajdonságait a belépő és kilépő hőmérsékleten (6.5.7. táblázat).

6.5.7. táblázat. A közegek tulajdonságai

| Paraméter | Koncentrált tej | Tejpör | Tejpör |
|---|-----------------|--------|--------|
| $t, ^\circ\text{C}$ | 60 | 60 | 75 |
| $\rho, \text{kg/m}^3$ | 1166 | 1343 | 1337 |
| $\lambda, \text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ | 0,4534 | 0,2546 | 0,2625 |
| $c_p, \text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ | 3066,6 | 1971,5 | 1986,8 |

A légszükséglet meghatározása:

A levegő tulajdonságainak meghatározására is az additivitást alkalmazzuk, úgy tekintve azt, mint egy keverék, azaz a száraz levegő és a nedves levegő keveréke. A későbbi számításokhoz szükséges tulajdonságok (sűrűség,

entalpia, hővezetési tényező) meghatározására, az összetétel és a hőmérséklet függvényében, az alábbi összefüggéseket használjuk (Pisecky, 2012):

$$\rho_l = \frac{353,15}{273+t} \cdot \frac{1+x}{1+1,6 \cdot x}, \text{ ahol: } x - \text{ a levegő nedvessége, kg/kg sz.l.}$$

$$h_l = 1 \cdot c_{p \text{ sz.l.}} \cdot t_l + x \cdot (\Delta H_{par} + c_{p \text{ gőz}} \cdot t_{gőz}), \text{ J/kg, ahol:}$$

$$c_{p \text{ sz.l.}} = 1005,8 + 0,0141 \cdot t + 0,0004 \cdot t^2, \text{ J/(kg} \cdot \text{K) és}$$

$$c_{p \text{ gőz}} = 1858,6 + 0,1606 \cdot t + 0,0016 \cdot t^2 - 0,2 \cdot 10^{-5} \cdot t^3, \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

$$\lambda_{sz.l.} = 0,0245 + 0,00007 \cdot t, \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

Ha a környezeti levegő 20 °C-os, $p=1$ atm nyomású és 45% telítettségű (feltételezzük, mivel nem adja meg a feladat), akkor ki lehet számítani az abszolút nedvességtartalmát:

$$p_{H_2O}^e = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234+t}\right) = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234+20}\right) = 0,022177 \text{ bar}$$

$$x^e = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e} = 0,622 \frac{0,45 \cdot 0,022177}{1,013 - 0,45 \cdot 0,022177} = 0,006188 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.l.}}$$

Ezen a nedvességen a 200 °C hőmérsékletű levegő tulajdonságai:

$$\rho_l = \frac{353,15}{273+t} \cdot \frac{1+x}{1+1,6 \cdot x} = \frac{353,15}{273+200} \cdot \frac{1+0,006188}{1+1,6 \cdot 0,006188} = 0,7511 \text{ kg/m}^3$$

$$c_{p \text{ sz.l.}} = 1005,8 + 0,0141 \cdot t + 0,0004 \cdot t^2 =$$

$$= 1005,8 + 0,0141 \cdot 200 + 0,0004 \cdot 200^2 = 1024,62 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

$$c_{p \text{ gőz}} = 1858,6 + 0,1606 \cdot t + 0,0016 \cdot t^2 - 0,2 \cdot 10^{-5} \cdot t^3 =$$

$$= 1858,6 + 0,1606 \cdot 200 + 0,0016 \cdot 200^2 - 0,2 \cdot 10^{-5} \cdot 200^3 = 1938,72 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

$$h_l^o = 1 \cdot c_{p \text{ sz.l.}} \cdot t_l + x \cdot (\Delta H_{par} + c_{p \text{ gőz}} \cdot t_{gőz}) =$$

$$= 1 \cdot 1024,62 \cdot 200 + 0,006188 \cdot (2501000 + 1938,72 \cdot 200) = 222799,54 \text{ J/kg}$$

A hőszükséglet becslése:

A szárítóközeg biztosítja azt a hőt, amit a rendszer elhasznál a víz elpárolgatására, a termék felmelegítésére, a betáplált hűtőlevegő és retúr felmelegítésére és a veszteségek biztosítására. Tehát írjuk fel a különböző közegek által elhasznált hőt:

– Párolgáshoz szükséges hő:

$$\dot{Q}_{pár} = \dot{m}_{göz} \cdot \left(\Delta H_{pár} + (c_{p\ göz} \cdot t_l - c_{p\ H_2O} \cdot t_{KT}) \right)$$

– A szilárd termékkel kivitt hő:

$$\dot{Q}_{TP} = \dot{m}_{TP} \cdot c_{p\ TP} \cdot (t_{TP} - t_{KT})$$

– A hűtő levegő által felvett hő:

$$\dot{Q}_{hl} = \frac{\dot{m}_{KT} \cdot f_{hl}}{1 + x^o} \cdot \left[(c_{p\ sz.l.} \cdot t_l - c_{p\ sz.l.}^o \cdot t_{sz.l.}^o) + x^o \cdot (c_{p\ göz} \cdot t_l - c_{p\ göz}^o \cdot t_{sz.l.}^o) \right]$$

– A kisméretű részecskéket szállító levegő által felvett hő:

$$\dot{Q}_{sz.l.} = \frac{\dot{m}_{KT} \cdot f_{hsz.l.}}{1 + x^o} \cdot \left[(c_{p\ sz.l.} \cdot t_{sz.l.} - c_{p\ sz.l.}^o \cdot t_{sz.l.}^o) + x^o \cdot (c_{p\ göz} \cdot t_{sz.l.} - c_{p\ göz}^o \cdot t_{sz.l.}^o) \right]$$

– A kisméretű részecskék által felvett hő:

$$\dot{Q}_R = R \cdot \dot{m}_{TP} \cdot (c_{p\ TP} \cdot t_{TP} - c_{p\ TP}^o \cdot t_{sz.l.}^o)$$

– A hőveszteség:

$$\dot{Q}_v = \frac{\%v}{100} \cdot \dot{Q}_t$$

Vagyis a folyamat hőmérlege:

$$\dot{Q}_t = \frac{1}{1 - \%v/100} (\dot{Q}_{pár} + \dot{Q}_{TP} + \dot{Q}_{hl} + \dot{Q}_{sz.l.} + \dot{Q}_R)$$

Ezt a hőáramot kell biztosítsa a bevitt levegő: $\dot{Q}_t = L \cdot (h_l^o - h_l)$

Innen kifejezhető a légszükséglet:

$$L = \frac{\dot{Q}_t}{h_l^o - h_l} = \frac{\dot{Q}_t}{c_{p\ n.l.} \cdot t_l^o - c_{p\ l} \cdot t_{n.l.}}, \text{ kg/h}$$

Figyelembe véve, hogy a belépő hűtő levegő 15 °C hőmérsékleten lép be és 80 °C-on lép ki, a kisméretű részecskéket szállító levegő pedig 60 °C-on lép be és 80 °C-on lép ki, meghatározzuk a hőáramokat:

– A párolgáshoz szükséges hőáram:

$$\dot{Q}_{pár} = \dot{m}_{göz} \cdot \left(\Delta H_{pár} + (c_{p\ göz} \cdot t_l - c_{p\ H_2O} \cdot t_{KT}) \right),$$

ahol: $c_{p\ göz} = 1858,6 + 0,1606 \cdot 80 + 0,0016 \cdot 80^2 - 0,2 \cdot 10^{-5} \cdot 80^3 = 1880 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

és $c_{p\ H_2O}^{60} = 4190 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

Behelyettesítve:

$$\dot{Q}_{pár} = 621,05 \cdot (2250 + (1,88 \cdot 80 - 4,19 \cdot 60)) = 1,33463 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$$

– A tejjel távozó hőáram:

$$\dot{Q}_{TP} = \dot{m}_{TP} \cdot c_{p, TP} \cdot (t_{TP} - t_{KT}) = 634,26 \cdot (1,9868 \cdot 75 - 1,9715 \cdot 60) = 1,9484 \cdot 10^4 \text{ kJ/h}$$

– A hűtő levegő által felvett hőáram:

$$\dot{Q}_{hl} = \frac{\dot{m}_{KT} \cdot f_{hl}}{1 + x^o} \cdot \left[(c_{p, sz.l.} \cdot t_l - c_{p, sz.l.}^o \cdot t_{sz.l.}^o) + x^o \cdot (c_{p, gőz} \cdot t_l - c_{p, gőz}^o \cdot t_{sz.l.}^o) \right],$$

ahol: a különböző hőmérsékleteken kiszámított fajlagos hőkapacitások értékeit J/(kg·K)-ben kifejezve a 6.5.8. táblázat tartalmazza.

6.5.8. táblázat. A közegek fajlagos hőkapacitása

| Közeg hőmérséklete, °C | Száraz levegő fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K) | Gőz fajlagos hőkapacitása, J/(kg·K) |
|------------------------|---|-------------------------------------|
| 80 | 1009,48 | 1880,66 |
| 60 | 1008,08 | 1873,56 |
| 15 | 1006,1 | 1861,3 |

Behelyettesítve:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{hl} &= \frac{1255,31 \cdot 0,05}{1 + 0,006188} \cdot \left[(1,00948 \cdot 80 - 1,0061 \cdot 15) + 0,006188 \cdot (1,88 \cdot 80 - 1,8613 \cdot 15) \right] = \\ &= 4,1435 \cdot 10^3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

– A kisméretű részecskéket visszazállító levegő által felvett hőáram:

$$\dot{Q}_{sz.l} = \frac{\dot{m}_{KT} \cdot f_{hsz.l}}{1 + x^o} \cdot \left[(c_{p, sz.l.} \cdot t_{sz.l} - c_{p, sz.l.}^o \cdot t_{sz.l.}^o) + x^o \cdot (c_{p, gőz} \cdot t_{sz.l} - c_{p, gőz}^o \cdot t_{sz.l.}^o) \right],$$

ahol: a különböző hőmérsékleteken a fajlagos hőkapacitások értékei J/(kg·K)-ben kifejezve a 6.5.8. táblázatban vannak összefoglalva.

Behelyettesítve:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{sz.l} &= \frac{1255,31 \cdot 0,125}{1 + 0,006188} \cdot \left[(1,00948 \cdot 80 - 1,00808 \cdot 60) + 0,006188 \cdot (1,88 \cdot 80 - 1,87356 \cdot 60) \right] = \\ &= 3,198 \cdot 10^3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

– A kisméretű, visszazállított részecskék által felvett hőáram:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_R &= R \cdot \dot{m}_{TP} \cdot (c_{p, TP} \cdot t_{TP} - c_{p, TP}^o \cdot t_{sz.l.}^o) = 0,5 \cdot 634,26 \cdot (1,986 \cdot 80 - 1,971 \cdot 60) = \\ &= 12,881 \cdot 10^3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

– Tehát az összes hőszükséglet:

$$\begin{aligned}\dot{Q}_t &= \frac{1}{1 - \%v / 100} (\dot{Q}_{par} + \dot{Q}_{TP} + \dot{Q}_{hl} + \dot{Q}_{sz.l} + \dot{Q}_R) = \\ &= \frac{100}{100 - 2,7} (1,33463 \cdot 10^6 + 1,9484 \cdot 10^4 + 4,1435 \cdot 10^3 + 3,198 \cdot 10^3 + 12,881 \cdot 10^3) = \\ &= 1,4124 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}\end{aligned}$$

A szükséges szárító levegő mennyiségének kiszámítása:

A hőszükséglet (\dot{Q}_t) és a belépő szárítóközeg entalpiájának értékét (h_i^o) már kiszámítva, a kilépő 80 °C-os levegő entalpiájának kiszámítása következik (a korábban megadott összefüggéseket használva):

$$c_{p \text{ sz.l.}} = 1005,8 + 0,0141 \cdot 80 + 0,0004 \cdot 80^2 = 1009,48 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

$$c_{p \text{ gőz}} = 1858,6 + 0,1606 \cdot 80 + 0,0016 \cdot 80^2 - 0,2 \cdot 10^{-5} \cdot 80^3 = 1880,66 \text{ J/(kg} \cdot \text{K)}$$

$$\begin{aligned}h_l &= 1 \cdot c_{p \text{ sz.l.}} \cdot t_l + x \cdot (\Delta H_{par} + c_{p \text{ gőz}} \cdot t_{gőz}) = \\ &= 1 \cdot 1009,48 \cdot 80 + 0,006188 \cdot (2501000 + 1880,66 \cdot 80) = 97165,58 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

A levegőszükséglet kiszámítása a hőmérlegre alapozva:

Így a légszükséglet:

$$L = \frac{\dot{Q}_t}{h_i^o - h_l} = \frac{1,4124 \cdot 10^6 \cdot 10^3}{222799,54 - 97165,58} = 11242 \text{ kg n.l./h}$$

A levegőszükséglet kiszámítása a fajlagos légszükségletre alapozva:

Számítsuk ki a levegő végső víztartalmát:

$$\begin{aligned}x &= \frac{L + (f_{hl} + f_{hsz.l}) \cdot \dot{m}_{KT} \cdot x^o + \dot{m}_{gőz}}{L + (f_{hl} + f_{hsz.l}) \cdot \dot{m}_{KT} + \dot{m}_{gőz}} = \\ &= \frac{11242 + (0,05 + 0,125) \cdot 1255,31 \cdot 0,006188 + 621,05}{11242 + (0,05 + 0,125) \cdot 1255,31 + 0,006188} = 0,0608 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.l.}}\end{aligned}$$

Tehát ha most a légszükségletet a fajlagos levegőszükségletből számítjuk, következnek:

$$\begin{aligned}L = l \cdot W &= \frac{1}{x^o - x} \cdot \dot{m}_{KT} \left(1 - \frac{X_{sz.a}^o}{X_{sz.a}^{TP}} \right) = \frac{1}{0,0608 - 0,006188} \cdot 1255,31 \cdot \left(1 - \frac{0,48}{0,95} \right) = \\ &= 11392,8 \frac{\text{kg sz.l.}}{\text{h}}, \text{ vagyis } 11463 \text{ kg n.l./h-hoz képest, } 221 \text{ kg/h az eltérés } (< 2\%).\end{aligned}$$

A porlasztva szárító nedves levegőjének tömegaráma:

Ismerve a légszükségletet, kiszámíthatjuk a porlasztva szárító nedves levegő tömegáramát:

$$\begin{aligned}\dot{m}_{lev} &= L + (f_{hl} + f_{hsz.l}) \cdot \dot{m}_{KT} + \dot{m}_{gőz} = 11393 + (0,05 + 0,125) \cdot 1255,31 + 621,05 = \\ &= 12233,73 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

Figyelembe véve, hogy a bevitt levegő hőmérséklete már az első 1 méteren lehűl a kilépési hőmérsékletre, a térfogatáram becslésére a nedves levegőt maximum 85 °C hőmérsékletűnek vesszük, így:

$$\rho_l = \frac{353,15}{273+t} \cdot \frac{1+x}{1+1,6 \cdot x} = \frac{353,15}{273+85} \cdot \frac{1+0,0608}{1+1,6 \cdot 0,0608} = 0,953 \text{ kg/m}^3$$

Tehát a térfogatáram:

$$V_\tau = \frac{\dot{m}_{lev}}{\rho_l} = \frac{12233,73}{0,953} = 12827,56 \text{ m}^3/\text{h} = 3,56 \text{ m}^3/\text{s}$$

A szárítási idő becslése:

Becsüljük meg a szárítási időt, feltételezve, hogy az átlagos $d_{cs} = 100 \mu\text{m}$ csepp száradáskor méretének 80%-ra zsugorodva ($d_p = 0,8 \cdot 100 = 80 \mu\text{m}$) részecskéket eredményez.

Ha figyelembe vesszük a Singh és Heldman (2009) által javasolt összefüggést:

$$\tau_{sz} = \frac{\Delta H_{pár} (w^o - w^k) \cdot G}{4\pi R_{csepp} \cdot \lambda_{lev} (T_{lev} - T_s)} + \frac{R_p^2}{\pi^2 D} \ln \left(\frac{6}{\pi^2} \cdot \frac{w^k - w^e}{w - w^e} \right),$$

ahol: G – a szárazanyag mennyisége, kg sz.a.; w^o , w^k , w^e , w – a kezdeti, a kritikus, az egyensúlyi, illetve a végső nedvesség, kg víz/kg sz.a.; R_{cs} , R_p – a csepp, illetve a részecske sugara, m; $\Delta H_{pár}$ – a nedvesség párolgáshője, J/kg; D_{H_2O} – a nedvesség diffúziós tényezője, m^2/s , ($3 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2/\text{s}$); t_p , t_f – a levegő, illetve a felület hőmérséklete, °C; λ_{lev} – a levegő hővezetési tényezője, W/(m·K).

Figyelembe véve az adatokat, számítsuk ki az összefüggésben szereplő értékeket:

$$R_{cs} = \frac{d_{cs}}{2} = \frac{0,10 \cdot 10^{-3}}{2} = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$R_p = \frac{d_p}{2} = \frac{0,08 \cdot 10^{-3}}{2} = 4 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$w^o = \frac{X^o}{1 - X^o} = \frac{0,52}{1 - 0,52} = 1,0833 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

$$p_{H_2O}^e = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234 + t}\right) = \text{Exp}\left(11,9 - \frac{3990}{234 + 80}\right) = 0,4462 \text{ bar}$$

$$0,0608 = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{H_2O}^e}{p_b - \varphi \cdot p_{H_2O}^e} = 0,622 \frac{\varphi \cdot 0,4462}{1,013 - \varphi \cdot 0,4462} \Rightarrow \varphi = a_w = 0,1952$$

Az egyensúlyi nedvesség a szárítási körülményeken:

$$\begin{aligned} w^e &= 7,35 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Exp}\left(\frac{1500}{273 + t}\right) \cdot \left(\frac{a_w}{1 - a_w}\right)^{0,4} = \\ &= 7,35 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Exp}\left(\frac{1500}{273 + 80}\right) \cdot \left(\frac{0,1952}{1 - 0,1952}\right)^{0,4} = 0,0292 \frac{\text{kg víz}}{\text{kg sz.a.}} \end{aligned}$$

A kritikus nedvesség:

$$w^k = \frac{X^{kr}}{1 - X^{kr}} = \frac{0,156}{1 - 0,156} = 0,1848 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

A végső nedvesség:

$$w = \frac{X}{1 - X} = \frac{0,05}{1 - 0,05} = 0,0526 \frac{\text{kg}}{\text{kg sz.a.}}$$

A szárazanyag mennyisége:

$$\begin{aligned} G &= \rho \cdot V \cdot (1 - X^o) = \rho \cdot \frac{\pi d_{cs}^3}{6} \cdot (1 - X^o) = 1166 \cdot \frac{\pi (10 \cdot 10^{-5})^3}{6} \cdot (1 - 0,52) = \\ &= 2,93 \cdot 10^{-10} \text{ kg sz.a.} \end{aligned}$$

A következőkben meghatározzuk a felületi hőmérsékletet és a levegő hővezetési tényezőjét ezen a hőmérsékleten. Mivel a szárítást légköri nyomáson, de a vízforráspontnál nagyobb hőmérsékleten végezzük, a bevitt 200 °C hőmérsékletű levegő hamar felveszi a számított 0,0608 kg/kg víztartalmat, így annak az entalpiaértéke:

$$h_i^{200} = 1,0058 \cdot 200 + 0,0608 \cdot (1,864 \cdot 200 + 2501) = 375,89 \text{ kJ/kg}$$

A Mollier-diagramból leolvassuk a nedves hőmérőnek megfelelő hőmérsékletet, vagyis az 54,5 °C fokot. Tehát $t_f = 54,5$ °C.

A belépő levegő hővezetési tényezője pedig a 200 °C hőmérsékletű száraz levegő és gőz hővezetési tényezőit ismerve számítható ki:

$$\lambda_{sz.l.} = 0,0245 + 0,00007 \cdot t = 0,0245 + 0,00007 \cdot 200 = 0,0385 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

$$\lambda_{gőz} = 0,0391 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

Tehát:

$$\lambda_l = \frac{1}{1+x} \lambda_{sz.l.} + \frac{x}{1+x} \lambda_{göz} = \frac{1}{1+0,0608} 0,0385 + \frac{0,0608}{1+0,0608} 0,0391 = 0,03853 \frac{W}{m \cdot K}$$

Leolvassuk a táblázatból az 54,5 °C hőmérsékletű víz párolgáshőjét:

$$\Delta H_{par} = 2371 \text{ kJ/kg,}$$

és behelyettesítünk a szárítási idő összefüggésébe:

$$\tau_{sz} = \frac{2371 \cdot 10^3 \cdot (1,0833 - 0,1448) \cdot 2,93 \cdot 10^{-10}}{4\pi \cdot 5 \cdot 10^{-5} \cdot 0,03853 \cdot (200 - 54,5)} + \frac{(4 \cdot 10^{-5})^2}{\pi^2} \frac{1}{3 \cdot 10^{-11}} \ln \left(\frac{6}{\pi^2} \cdot \frac{0,1848 - 0,0292}{0,05263 - 0,0292} \right) = 7,55 \text{ s}$$

A szárító térfogata és méretei:

$$\text{Így a szárító térfogata: } V = \tau \cdot V_{\tau} = 7,55 \cdot 3,56 = 26,9 \text{ m}^3$$

Ugyanakkor a térfogatot felírhatjuk a következőképpen is:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot 1,25 \cdot D + \frac{1}{3} \left(\frac{\pi D^2}{4} \cdot D \right)$$

Innen a szárító átmérője:

$$D = \left(\frac{V}{\frac{1,25\pi}{4} + \frac{\pi}{12}} \right)^{1/3} = \sqrt[3]{\frac{26,9}{\frac{1,25\pi}{4} + \frac{\pi}{12}}} = 2,78 \text{ m}$$

A szárító hengeres magassága tehát: $H = 1,25 \cdot D = 1,25 \cdot 2,78 = 3,475 \text{ m}$

A kúpos rész magassága: $H_k = 1,0 \cdot D = 2,78 \text{ m}$

A szárító teljes magassága tehát: $H_{szárító} = H + H_k = 3,475 + 2,78 = 6,255 \text{ m}$.

6.6. Lepárlási művelettel kapcsolatos számítások

A cseppfolyós elegyek komponensszintű szétválasztásának az illékonyságkülönbségre alapuló művelete a **lepárlás**. Ezt akkor alkalmazzák, amikor a két komponens közti illékonyságkülönbség biztosítja a gazdaságos szétválasztást. Míg az egyszeri lepárlást **desztilláció** néven ismerjük, az ismételt lepárlást vagy

ismételt desztillációt **rektifikálás**nak nevezzük (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Green & Perry, 1997, 2008; Banu, 1999).

A lepárlási műveleti számítások az oldatok néhány alapvető tulajdonságának ismeretét feltételezik. Ezek ismerete elősegíti a tervezéssel kapcsolatos műszaki számításokat.

6.6.1. Forrásponti és egyensúlyi diagramok

A többfázisú és többkomponensű rendszer szabadsági fokát (L) a Gibbs fázistörvénye alapján a komponensek száma (C), a fázisok száma (F) és a rendszerre ható paraméterek száma (n) határozza meg:

$$L = C + n - F \quad (6.6.1)$$

A kétkomponensű, kétfázisú, izobár ($p = \text{konst.}$) rendszer esetében a szabadsági fok egyenlő eggyel ($L = 2 + 1 - 2 = 1$), vagyis csak egy változó rögzíthető, ami lehet:

- a hőmérséklet,
- a folyadék-összetétel,
- a gőzösszetétel.

Ideális híg elegyek esetében a folyadék-gőz fázispárra érvényes a Raoult-törvény, amely kimondja, hogy a folyadék feletti gőz A komponensének parciális nyomása egyenlő a komponens folyadékfázisú móltörtjének és gőznyomásának szorzatával, vagyis:

$$p_A = p_A^0 \cdot x_A \quad (6.6.2)$$

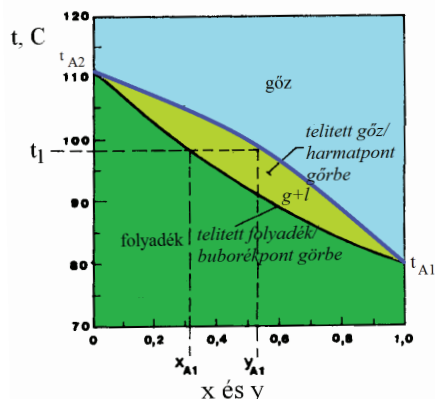
A kétkomponensű gőz-folyadék egyensúlyok ábrázolására különböző sík diagramokat alkalmazunk. Ilyen a forrásponti diagram, illetve az összetétel-diagram (lásd a 6.6.1. ábrát). Mint látható, a forrponti diagramon a két jellegzetes görbe három mezőt határol be. Az alsó görbe a **buborékpont** vagy telített folyadék görbéje, a felső pedig a **harmatpont** vagy telített gőz görbe. Az alsó görbe alatt a folyadékfázis, míg a felső görbe felett a gőzfázis van. A két görbe közötti területen mindkét fázis jelen van.

Az x_{A1} elegy t_1 forráspontján a gőzfázis A komponens tartalma y_{A1} . Mivel az y_{A1} nagyobb, mint az x_{A1} , látható, hogy a gőz az A_1 -ben gazdagodik. Ismerve a Raoult-törvényt, és tudva, hogy a gőzfázis A_1 komponens móltörtje a parciális nyomás és az összes nyomás aránya, fel lehet írni:

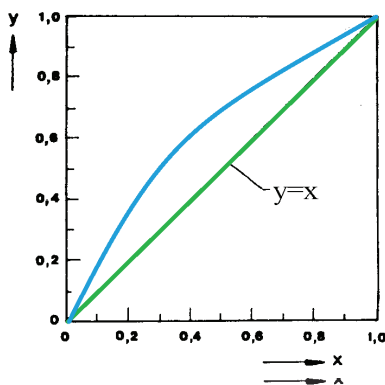
$$y_{A1} = \frac{p_{A1}}{p} = \frac{p_{A1}^0}{p} x_{A1} \quad (6.6.3)$$

Az **y - x diagram** azt fejezi ki, hogy állandó nyomáson és adott hőmérsékleten az illékonyabb komponens gőzfázisú móltörtje hogyan függ az ugyanazon komponens folyadékfázisú móltörtjétől. Ha meghúzzuk az $y=x$ egyenest, látszik (lásd a 6.6.1.b. ábrát), hogy az illékonyabb komponens móltörtje nagyobb a gőzfázisban,

mint a folyadékfázisban. Tehát lepárláskor az illékonyabb komponensben gazdagodik a gőz, és a kevésbé illékonyban a folyadék. A valóságban, sok esetben a görbék formája elüt ettől az ideális alaktól. Ilyen például az azeotrop rendszer, ahol az egyensúlyi görbe metszi az $y=x$ egyenest.



a) Forrásponti diagram



b) Egyensúlyi diagram

6.6.1. ábra. Kétkomponensű rendszer jellegzetes diagramjai

(Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Pavlov et al., 1972; Sinnott & Towler, 2020)

6.6.2. Egyensúlyi arány és relatív illékonyság

A többkomponensű rendszerek egyensúlyi helyzetének a leírására alkalmas az **egyensúlyi arány** (K_i) és a **relatív illékonyság** (α) (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Wankat, 2012). Míg a K_i az i -dik komponens elgőzölögtetési arányát írja le [lásd a (6.6.4) összefüggést], a relatív illékonyság [(6.6.5) összefüggés] a komponensek szétválasztási hajlamát jelképezi:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (6.6.4)$$

$$\alpha_{ij} = \frac{p_i^0}{p_j^0} = \frac{x_i}{x_j} = \frac{K_i}{K_j} \quad (6.6.5)$$

ahol: az α_j – az i -dik komponens j -re vonatkoztatott illékonyságát fejezi ki.

Amikor kétkomponensű elegyekről beszélünk, akkor az indexet elhagyhatjuk. Ilyen esetben felírható:

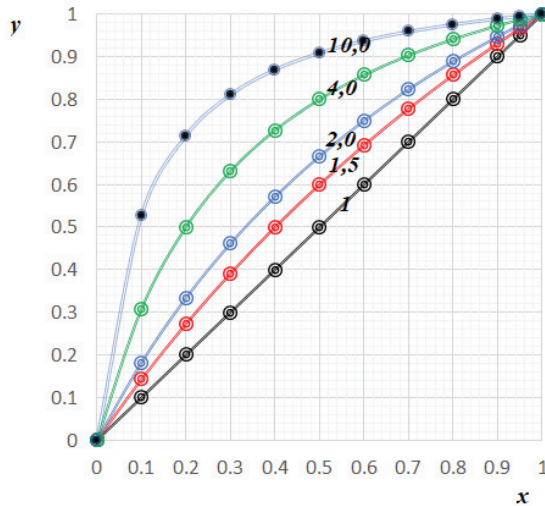
$$\alpha = \frac{\frac{y_A}{x_A}}{\frac{y_B}{x_B}} = \frac{\frac{y}{x}}{\frac{1-y}{1-x}} = \frac{1-x}{x} \frac{y}{1-y} \quad (6.6.6)$$

Innen kifejezhető a gőzfázisú komponens móltörtje a relatív illékonyság függvényében:

$$y = \frac{\alpha x}{1-x(1-\alpha)} \quad (6.6.7)$$

Ezt az összefüggést **Fenske egyenletének** nevezzük (Fonyó & Fábry, 1998, 2004).

Ha a relatív illékonyság értéke 1, akkor az $y=x$, ami azt jelenti, hogy a két komponenst nem lehet szétválasztani. Ez a helyzet áll fenn az azeotrop pontban is, ahol a folyadék és a gőzfázis komponensstartalma megegyezik. Ha α függvényében ábrázoljuk az egyensúlyi görbéket, a 6.6.2. ábrának megfelelő diagramot kapjuk. Látható, hogy a relatív illékonyság növelésével a gőzeqensúlyi görbék távolodnak az átlótól, ami azt jelenti, hogy minél nagyobb az α értéke, annál könnyebb a két komponenst szétválasztani.



6.6.2. ábra. Az egyensúlyi görbék helyzete a relatív illékonyság függvényében

Ideálisan viselkedő elegyek esetén a relatív illékonyságot a *Rose-féle* összefüggéssel számítjuk (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$\lg \alpha = 8,9 \cdot \frac{T_2 - T_1}{T_1 + T_2}, \quad (6.6.8)$$

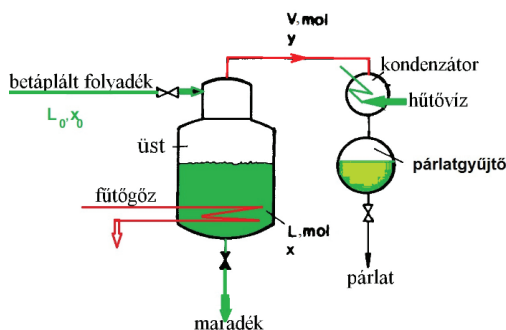
ahol: T_1 és T_2 – az illékonyabb, illetve a kevésbé illékony komponens normál forrása K-ben kifejezve.

6.6.3. Lepárlási műveletek

A lepárlás megvalósítható egy vagy több fokozatban. Az egyfokozatú egyensúlyi lepárlás és a többfokozatú lepárlás megvalósítható szakaszos, illetve folytonos üzemmódban.

6.6.3.1. Egyensúlyi szakaszos/differenciális desztilláció

A lepárlás legegyszerűbb megoldása, amelyet légköri nyomáson és vákuumon is egyaránt alkalmazunk, mind nagyüzemű, mind laboratóriumi szinten, az egyszerű lepárlás. Jellemzője, hogy a lepárlandó anyagot egyszer betöltik, majd forráspontig felmelegítik, forralják, és a kapott gőzöket kondenzálják. A lepárlás alatt mindkét fázis koncentrációja változik, és bármely pillanatban egy nagyon kis desztillátum van egyensúlyban a folyadékkal. A betöltött folyadék illékony komponensének koncentrációja állandóan csökken, ami az elegy forráspontjának növekedését idézi elő. A folyamat megvalósítására a 6.6.3. ábrán feltüntetett berendezést használjuk.



6.6.3. ábra. Szakaszos egyensúlyi desztilláció vázlatja (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Egy kis idő alatt az üstben lévő mennyiségből (L , mol) dL mennyiség elpárolog, és megjelenik a gőzben a dV mennyiség. Eközben a folyadék illékony komponensének koncentrációja dx -szel, a gőzzé pedig dy -nal változik.

Ha felírjuk a mérleget (a teljest és a komponensmérleget), következik:

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} \text{Belépett folyadék} \\ \text{mennyiség} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} \text{Maradt folyadék} \\ \text{mennyiség} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Keletkezett gőz} \\ \text{mennyiség} \end{bmatrix} \\ \begin{bmatrix} \text{Belépett illékony} \\ \text{mennyiség} \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} \text{Folyadékban maradt} \\ \text{illékony} \\ \text{mennyiség} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Gőzfázisban levő} \\ \text{illékony} \\ \text{mennyiség} \end{bmatrix} \end{aligned}$$

vagyis:

$$\begin{cases} L = (L - dL) + dV \\ L \cdot x = (L - dL) \cdot (x - dx) + dV \cdot y \end{cases} \quad (6.6.9)$$

Figyelembe véve, hogy a $dV = dL$, felírható:

$$L \cdot x = L \cdot x - x \cdot dL - L \cdot dx + dx \cdot dL + y \cdot dL \quad (6.6.10)$$

Elhanyagolva a nagyon kis $dx \cdot dL$ tagot, felírható:

$$L \cdot dx = (y - x) \cdot dL \quad (6.6.11)$$

Szétválasztva a változókat, fel lehet írni:

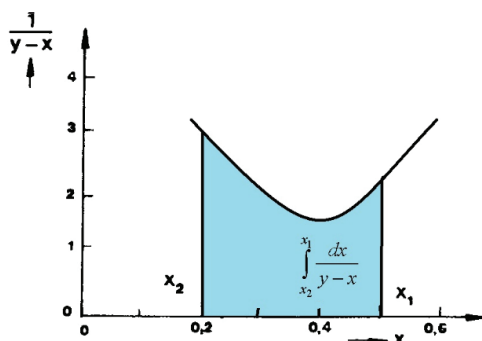
$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y - x} \quad (6.6.12)$$

Integrálva a kezdeti (x_1, L_1) és a végállapotok (x_2, L_2) között, következik a Raileigh-egyenlet (Sinnott & Towler, 2020):

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y - x} \quad (6.6.13)$$

Az integrál számítása lehetséges analitikusan [ha egyszerű az $y = f(x)$ egyenlet], numerikusan (bonyolult összefüggés esetén) és grafikusan. Ebben az utóbbi esetben az $x_1 \dots x_2$ intervallumban választunk 6–8 pontot, minden x értéknek megfelelően meghatározzuk az y értéket, és az $\frac{1}{y - x}$ értéket, majd ábrázoljuk az $\frac{1}{y - x} \leftrightarrow x$ függvényt (lásd a 6.6.4. ábrát).

Mivel az integrál nem más, mint az $x_1 \dots x_2$ és a görbe által határolt felület területe, ezt meghatározzuk az ún. trapéz módszert alkalmazva. Ehhez a területet felosztjuk trapézokra úgy, hogy azok görbe által határolt oldala egyenesnek tekinthető legyen.



6.6.4. ábra. Az integrál grafikus megoldása

Az integrál értékének (I) ismeretében fel lehet írni:

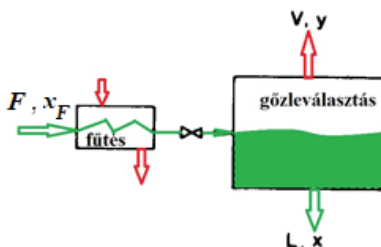
$$I = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x} = \ln \frac{L_1}{L_2} \Rightarrow L_2 = \frac{L_1}{\exp(I)} \quad (6.6.14)$$

Ismerve az L_2 értékét, kiszámítható a desztillátum illókomponensének átlag móltörtje:

$$y_{\text{át}} = \frac{L_1 \cdot x_1 - L_2 \cdot x_2}{L_1 - L_2} \quad (6.6.15)$$

6.6.3.2. Egyszeri folyamatos lepárlás

A folyamatos lepárláskor a szétválasztásra szánt elegyet előmelegítés után állandó áramban adagoljuk az üstbe, a kilépő gőzöket és a vele egyensúlyba lévő folyadékot elvezetjük. Itt stacionárius állapotban az üstben lévő folyadék és a gőz között bármikor egyensúlyi állapotot találunk. Jellemző erre a rendszerre a hőmérséklet és nyomás állandósága is. Túlfűtés esetén már az előmelegítésben megkezdődik a komponensek szétválása, az egyensúly azonban csak az üstben áll be.



6.6.5. ábra. A folyamatos desztilláció vázlata

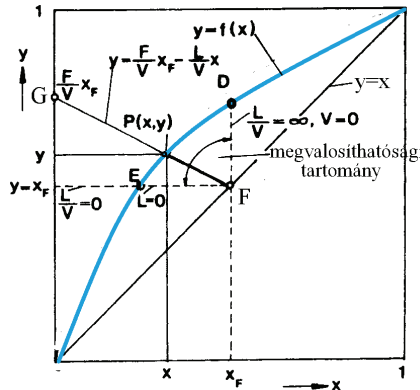
Legyen a 6.6.5. ábrának megfelelő folyamatos desztillálóberendezés. Írjuk fel a teljes- és a komponensmérleget:

$$\begin{cases} F = L + V \\ F \cdot x_F = L \cdot x + V \cdot y \end{cases} \quad (6.6.16)$$

Innen következnek az ún. **munkavonal egyenlete**:

$$y = -\frac{L}{V} \cdot x + \frac{F}{V} \cdot x_F \quad (6.6.17)$$

Ábrázolva a munkavonalat az egyensúlyi görbével együtt az y - x egyensúlyi diagramon (lásd a 6.6.6. ábrát), látható, hogy a kiinduló $F(y_F, x_F)$ pontnak a lepárlás utáni maradéka a $P(y, x)$ figuratív pont. A megrajzolt munkavonal a G pontban metszi az ordinátát, ahol az $x = 0$.



6.6.6. ábra. A folyamatos desztilláció diagramja
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Mivel az x nem lehet kisebb, mint az egyensúlynak megfelelő érték (P pont), az F pontból csak a görbén levő P pontig juthatunk. Abban az esetben, ha csak gőzt vonunk el (teljes elpárologtatáskor), az $L = 0$ és az $y = x_F$ -fel. Innen következik, hogy az $L/V = 0$. Ugyanakkor, ha csak folyadékot vonunk el és gőzt egyáltalán ($V = 0$), az $L/V =$ végtelen, és így a betáplált folyadék változatlanul hagyja el a rendszert. A két határ egyenes közötti bármely pontnak megfelelően a folyadék és a gőzmennyiség különbözik nullától.

Megoldva a mérlegegyenletet felírható:

$$\begin{cases} F = L + V \\ F \cdot x_F = L \cdot x + V \cdot y \end{cases} \Rightarrow (L + V) \cdot x_F = L \cdot x + V \cdot y \Rightarrow$$

$$L \cdot (x_F - x) = V \cdot (y - x_F) \Rightarrow \frac{V}{L} = \frac{x_F - x}{y - x_F} \quad (6.6.18)$$

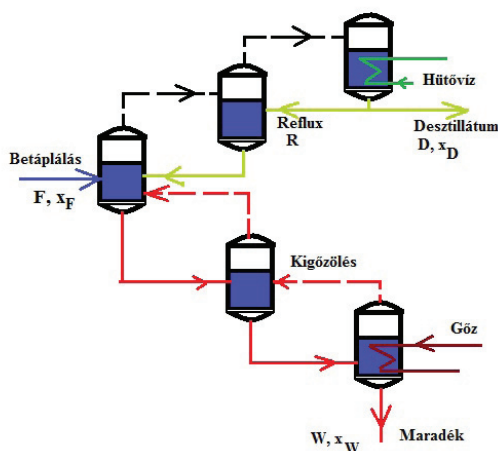
Vagy:

$$V = F \cdot \frac{x_F - x}{y - x} \quad (6.6.19)$$

Tehát adott x_F és a választott y értékek esetén az x értéket az egyensúlyi görbéről leolvastva kiszámíthatjuk az F -nek megfelelő V értékét és, természetesen, a keletkezett L értéket is.

6.6.3.3. Ismételt lepárlás/rektifikáció

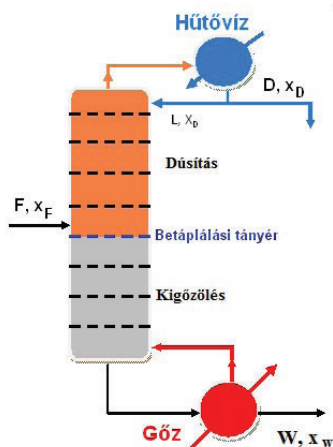
Az egyszeri lepárlás esetén a termék összetételét (P pont) az egyensúlyi görbe határozta meg. Az illékonyabb komponens koncentrációját a párlatban növelhetjük, ha a kapott párlatot újra lepároljuk, és ezt a folyamatot többször is megismételjük. Tehát ha a desztillációt nem egy, hanem több egységben végezzük el, akkor a termékek koncentrációja különbözik az egyszeri desztillációból kapottakkal. A rektifikáció elvi vázlatát a 6.6.7. ábra tartalmazza. Az egész berendezés egy egyensúlyi kaszkád rendszer, amely egy helyen van fűtve, egy helyen van hűtve, és két végterméket biztosít: az illékonyabb komponensben dús **párlatot** és az illékonyabb komponensben elszegényedett **maradékot**. A visszavezetett dúsított folyadékot **refluxnak** nevezzük.



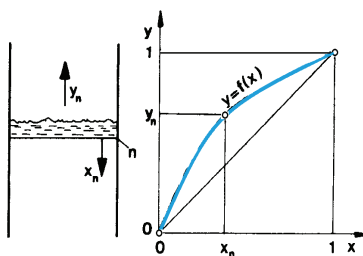
6.6.7. ábra. A rektifikálás elvi vázlat
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Sinnott & Towler, 2020)

A párolgáshoz szükséges hőenergiát a visszaforráló üstbe vezetjük be. A pára hőtartalmának eltávolítására szolgáló hűtővizet a felső kondenzátorba szolgáltatjuk. A gyakorlatban a folyamatot **egyetlen függőleges kolonnában** hajtjuk végre (lásd a 6.6.8. ábrát), amely lehet tányéros vagy töltetes szerkezetű. Sok esetben a kondenzátor vagy a visszaforráló üst a kolonnán kívül helyezkedik el.

A rektifikáló kolonnában a jó minőségű gőz-folyadék érintkeztetést szolgálja az ellenáramlás, miszerint a gőzök felfelé, míg a beadagolt folyadék és a reflux lefelé áramlik. Azt a valós vagy elképzelt egységet, amelyben a távozó gőzök és a lecsurgó folyadék egyensúlyban van, **elméleti egységnek (elméleti tányérnak)** nevezzük (lásd a 6.6.9. ábrát).



6.6.8. ábra. A szitatányéros, túlfolyós kolonna anyagforgalmi vázlatja



6.6.9. ábra. Az elméleti egység vázlatja
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Egy rektifikáló kolonna gazdaságos kihasználása megköveteli a megfelelő anyag- és hőáram-kihasználást, a szivattyúk, a hőcserélők és más készülékek racionális, sőt optimális kihasználását is.

A kolonnák működésében felvetődő mérnöki feladatok lehetnek:

- tervezési: az elméleti, a gyakorlati egységek számát és az átmérőt kell meghatározni,
- működési: az adott geometriával rendelkező oszlop működését vizsgáljuk különböző körülményeken (változó anyagáram, koncentráció, hőterhelés stb. esetében).

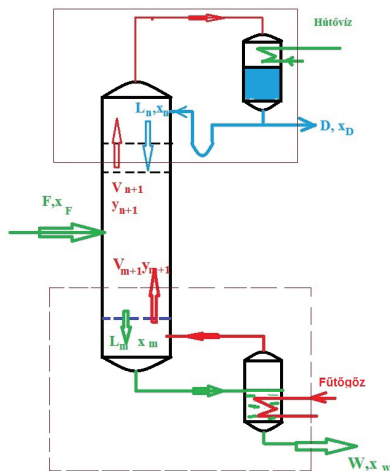
6.6.4. Kétkomponensű elegyek rektifikálása

Az élelmiszeriparban a szeszgyártásban, az ecetszesz előállításában vagy az extrakció segítségével kivont termékek szétválasztásakor találkozunk rektifikálással. A folyamat megértése szükségessé teszi az alábbi fogalmak bevezetését (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Green & Perry, 1997, 2008; Pavlov et al., 1972; Sinnott & Towler, 2020):

- munkavonal,
- reflux,
- q-vonal,
- egységyszám,
- minimális egységyszám,
- egységmagasság,
- oszlopmagasság.

6.6.4.1. Mérlegek és munkavonalak

Egy (több egységet tartalmazó) rektifikáló berendezés két fő részből tevődik össze: a felső *dúsító* és az alsó *kigőzölő* részből. Míg az alsó részen a hőszükségletet biztosítják, a felső rész a párlat előállítására szükséges hűtőközeg bevezetésére szolgál.



6.6.10. ábra. A rektifikáló berendezés vázlatja, valamint anyag- és energiaáramainak jelölése

Vegyük figyelembe a 6.6.10. ábrán feltüntetett rektifikáló oszlopot, és írjuk fel az n -dik egységre az anyagmérleget:

$$\begin{cases} V_{n+1} = L_n + D \\ V_{n+1} \cdot y_{n+1} = L_n \cdot x_n + D \cdot x_D \end{cases} \quad (6.6.20)$$

A belépő gőzök mólárama biztosítja mind a visszafolyó folyadék (L_n), mind a desztillátum móláramát (D). Ha az ún. állandó moláris túlfolyás **feltételét** (más néven *Lewis feltétele*) (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Wankat, 2012) figyelembe vesszük, vagyis:

$$L_n = L_{n-1} = \dots = L_1$$

$$V_{n+1} = V_n = V_{n-1} = \dots = V_1$$

felírható:

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \quad (6.6.21)$$

Ez az összefüggés leírja az n -dik egységről távozó gőz és az arra csurgó folyadék közötti kapcsolatot. Az y - x egyensúlyi diagramon az összefüggésnek megfelelő az $y=x$ és az $x=x_D$ egyenesek metszéspontjából (D) húzott egyenes, melyet **felső munkavonalnak** nevezünk.

A munkavonal a tényérok között ellenáramban elhaladó fázisok komponensmérleg által meghatározott koncentrációinak változását írja le, míg az egyensúlyi görbe az elméleti tényérről távozó, egyensúlyban lévő fázisok koncentrációi közötti összefüggést jelképezi.

Ha bevezetjük az R **refluxarányt** (6.6.22), és figyelembe vesszük, hogy a pára biztosítja a desztillátumot és a lecsurgó folyadékot (6.6.23), következnek:

$$R = \frac{L}{D} \quad (6.6.22)$$

$$V = L + D \quad (6.6.23)$$

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D = \frac{L}{L+D} x_n + \frac{D}{L+D} x_D = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D \quad (6.6.24)$$

A (6.6.24) összefüggés szerint állandó refluxarányon a felső munkavonal meredeksége $\frac{R}{R+1}$ és tengelymetszete $\frac{x_D}{R+1}$ (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Sinnott & Towler, 2020; Wankat, 2012).

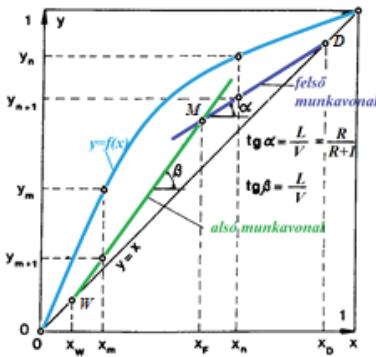
Az előzőhöz hasonlóan, most írjuk fel a megfelelő mérleget a kolonna alsó, szaggatott vonallal bekeretezett részére:

$$\begin{cases} L_m = V_{m+1} + W \\ L_m \cdot x_m = V_{m+1} \cdot y_{m+1} + W \cdot x_w \end{cases} \quad (6.6.25)$$

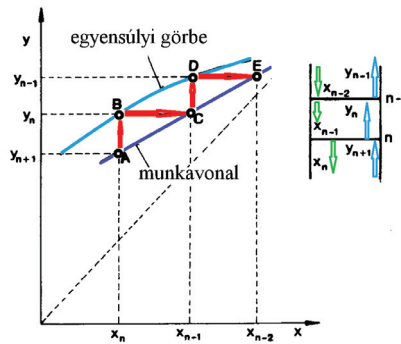
Állandó moláris túlfolyás esetén fel lehet írni:

$$y_{m+1} = \frac{L}{V} x_m + \frac{W}{V} x_W \tag{6.6.26}$$

A (6.6.26) összefüggés is egyenes egyenlete, amit **alsó munkavonalnak** nevezünk. Mint ahogy 6.6.11. ábra is mutatja, a két munkavonal, a felső és az alsó, az átló és az egyensúlyi görbe által határolt területen helyezkedik el. A két munkavonal metszéspontja (M) a betáplált elegy hőállapotától és annak koncentrációjától függ.



6.6.11. ábra. A munkavonalak helyzete az egyensúlyi diagramon



6.6.12. ábra. Az egyensúlyi lépcsők meghatározása

6.6.4.2. A q-vonal egyenlete

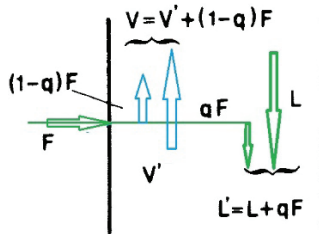
Jelöljük q -val a betáplálás tetszőleges hőállapotát, ami nem más, mint egy mól betáplált elegy telített gőzzé való átalakításához szükséges hő ($C_F h_{elegy}$) és a betáplálás moláris párolgáshőjének ($\Delta H_{pár}$) az aránya, vagyis:

$$q = \frac{H_F - h_{elegy}}{\Delta H_{pár}} \tag{6.6.27}$$

A q értéktől függően az alábbi lehetőségek állhatnak fenn:

- ha $q=1$, akkor a betáplálás telített folyadék ($H_F - h_{elegy} = \Delta H_{pár}$);
- ha $q=0$, akkor a betáplálás telített gőz ($H_F - h_{elegy} = 0$);
- ha $0 < q < 1$, akkor a betáplálás gőz-folyadék elegye;
- ha $q > 1$, akkor a betáplálás hideg folyadék;
- ha $q < 0$, akkor a betáplálás túlhevített gőz.

Ha a betáplálás áramát F -fel jelöljük, és tudjuk, hogy egy része gőzzé alakul, akkor a betáplálási keresztmetszeten a 6.6.13. ábrának megfelelő áramok alakulnak ki.



6.6.13. ábra. A betáplálási pontban kialakult áramok vázolata

A felfelé áramló gőz és a lecsurgó folyadék mérlege tehát:

$$L' = L + q \cdot F \tag{6.6.28}$$

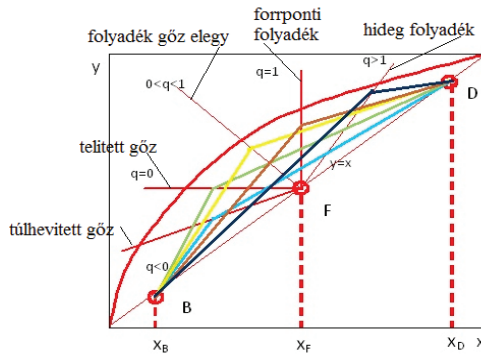
$$V = V' + (1 - q) \cdot F \tag{6.6.29}$$

Ha a betáplálás hideg, akkor nő az alsó rész folyadékárama és csökken a felső rész gőzárama. Ha pedig a betáplálás meleg, akkor a betáplált gőz növeli a felső rész gőzáramát. Ha a betápláláskor emulziót adagolunk, akkor a q úgy is értelmezhető, mint folyadékarány.

A munkavonalak egyenletét figyelembe véve fel lehet írni a q -vonal egyenletét:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F \tag{6.6.30}$$

Az y - x koordináta-rendszerben az egyenes helyzete függ az x_F és a q értékeiktől. Ha $x=0$, akkor $y = -x_F \frac{1}{q-1}$. Amikor a $q=1$, akkor az egyenes egyenlete $x=x_F$.



6.6.14. ábra. A munkavonalak metszéspontja a q -vonal helyzetétől függően

Amikor $q=0$, az egyenes egyenlete $y=x_c$. Ha q különbözik nullától és egytől, akkor az egyenes helyzete a két határértéken belül, illetve kívül helyezkedik el, mint ahogy a 6.6.14. ábra is mutatja. Ismerve a q értékét, meg lehet szerkeszteni a q -vonalat, és így megkapni a két munkavonal metszését is.

6.6.4.3. Egységyszámok és refluxarányok

A szétválasztáshoz szükséges elméleti egységszám meghatározására a két munkavonalat és az egyensúlyi görbét alkalmazzuk.

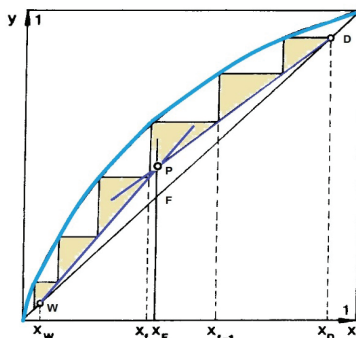
A 6.6.12. ábrán látható, hogy:

- az n -dik egységet elhagyó x_n koncentrációjú folyadéknak a munkavonalon megfelel az alulról jövő y_{n+1} koncentrációjú gőz. Az $A(y_{n+1}, x_n)$ pontnak megfelelő egyensúlyi gőz összetételét az egyensúlyi görbén találjuk a $B(y_n, x_n)$ pontban.

- az n -dik egységtől távozó gőz (y_n) találkozik az $n-1$ tányérról lecsurgó x_{n-1} koncentrációjú folyadékkal. Az (y_n, x_{n-1}) koordinátájú pontnak a munkavonalon levő C pont felel meg. Az x_{n-1} folyadékkal egyensúlyban levő gőz kompozícióját a görbén levő D pont adja meg.

- a görbén levő B és D pontok megfelelnek egy-egy elméleti egységnek. A D egységre csurgó folyadék összetételét az E pontban olvassuk, míg az ennek megfelelő egyensúlyban levő gőzök összetételét az E pontba behúzott merőleges és a görbe metszéspontja adja meg.

Az elméleti egységszám meghatározására az ún. **McCabe–Thiele-módszert** alkalmazzuk (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Sinnott & Towler, 2020; Wankat, 2012; Mámáligá & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020; Nitsche & Gbadamosi, 2017). Kiindulva az x_D koncentrációjú pontból, a munkavonalak és az egyensúlyi görbe között annyi lépcsőt rajzolunk, míg el nem érjük az x_W határt. A lépcsők számát a két munkavonal csatlakozása is befolyásolja.



6.6.15. ábra. Az elméleti egységszám meghatározása a lépcsőzés módszerével

A 6.6.15. ábrán bemutatott példa esetén a $q = 1$, vagyis a munkavonalak metszéspontja az $x = x_F$ -ben van. Kiindulva a kitűzött desztillátum koncentrációjának megfelelő $x = x_D$ pontból, lépcsőzéssel a felső munkavonal mentén lefele haladva egészen az $x = x_F$ egyenesig, meghatározzuk a dúsító zóna egységeit. Majd az $x = x_F$ -et túlhaladva, az alsó munkavonal mentén folytatjuk a lépcsőzést addig, ameddig el nem érjük az $x = x_W$ -nek megfelelő pontot.

Sok esetben a betáplálás eltérhet ettől a helyzettől. Ilyenkor több egységet kapunk, mint az elméleti egységyszám. Ez azt jelenti, hogy a terméktisztaság elérése megköveteli a több helyen való betáplálást. Természetesen a folyamat lebonyolításakor csak egy helyen, a legmegfelelőbbiken tápláljuk az elegyet.

A (6.6.24) összefüggést elemezve arra a következtetésre jutottunk, hogy a munkavonal helyzete függ a refluxaránytól. A refluxarány növekedésével, azaz a munkavonalnak az $y=x$ átlóhoz való közeledésével a szükséges elméleti egységek száma csökken, míg ha a refluxarány csökken, akkor a szükséges elméleti egységyszám nő.

A refluxaránytól függően a rektifikáló kolonna két, gyakorlatilag alkalmazhatatlan, szélsőséges határérték között működtethető (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

a) $R = \infty$, vagyis teljes refluxszal dolgozunk, azaz $L = V$ és $\frac{R}{R+1} \approx 1$. Ennek a helyzetnek a minimális tányérszám felel meg;

b) $R = 0$, vagyis minimális refluxarányal dolgozunk, ami **végtelen nagy tányérszámot** eredményez.

a) Minimális egységyszám:

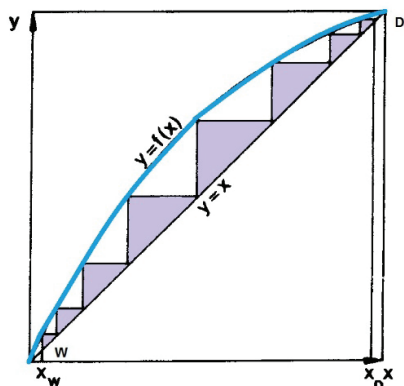
Amikor teljes refluxarányal dolgozunk, akkor a kolonna nem termel desztillátumot, hisz a felmenő gőzök mólárama egyenlő a lecsurgó folyadékárammal. .háat az egymással találkozó gőz és folyadék összetétele megegyezik. A minimális egységyszám meghatározására az egyensúlyi görbe és az átló között lépcsőzéssel megszerkesztjük az egységek számát.

Mint a 6.6.16. ábra is szemlélteti, a kiindulás a desztillátum koncentrációnak megfelelő pontból a maradék illékonyanyag koncentrációjának megfelelő pontig tart.

Kétkomponensű rendszerek esetén a minimális egységyszámot analitikailag is meghatározhatjuk **Fenske egyenletével** (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Mámáligá & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020; Nitsche & Gbadamosi, 2017), ha ismert a relatív illékonyság:

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{x_D}{1-x_D} \cdot \frac{1-x_W}{x_W}\right)}{\log \alpha} \quad (6.6.31)$$

Ha az illékonyság változó, akkor elég jó megközelítést kapunk, ha a két szélsőérték helyett a mértani középárányossal számolunk.

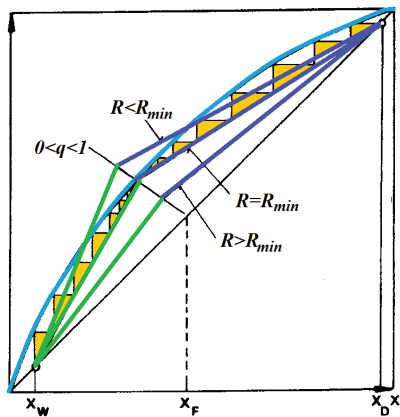


6.6.16. ábra. A minimális egységszám grafikus meghatározása

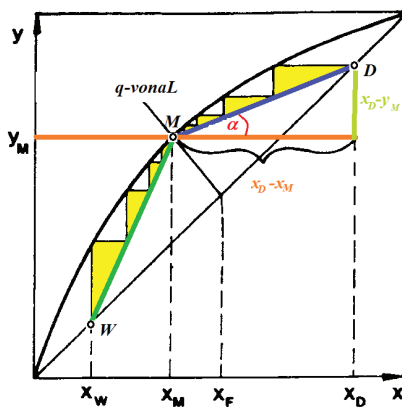
b) Minimális refluxarány:

A minimális refluxarány egy másik megvalósíthatatlan esete a rektifikálásnak. Ez esetben a két munkavonal az egyensúlyi görbén metszi egymást (lásd a 6.6.17. ábrát). A minimális refluxarány esetén a felső munkavonal egyenlete:

$$y = \frac{R_{\min}}{R_{\min} - 1}x + \frac{1}{R_{\min} - 1}x_F \quad (6.6.32)$$



6.6.17. ábra. A munkavonalak helyzete a refluxarány függvényében



6.6.18. ábra. A minimális refluxarány meghatározása

A munkavonal és a görbe metszéspontja (normális egyensúlyi görbe esetén) a q -vonal és a görbe metszéspontjában, vagyis az M pontban van (lásd a 6.6.18. ábrát). Az M pont koordinátái segítségével (y_M, x_M) meghatározható a minimális refluxarány (az R_{min}). Tudva, hogy:

$$tg\alpha = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{y_D - y_M}{x_D - x_M} = \frac{x_D - y_M}{x_D - x_M}, \quad (6.6.33)$$

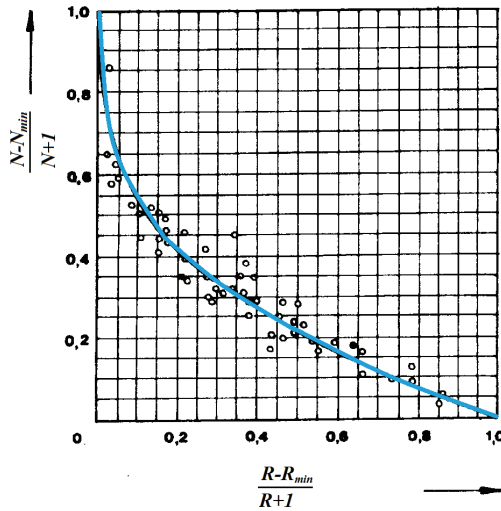
ki lehet fejezni a minimális refluxarányt:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_M}{y_M - x_M} \quad (6.6.34)$$

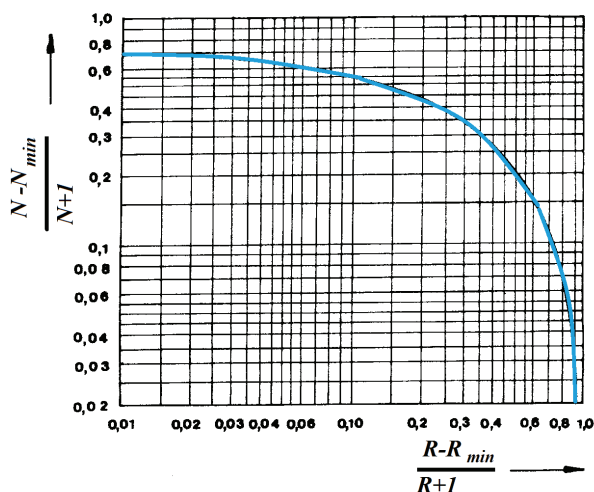
Kétkomponensű rendszer esetén a relatív illékonyság ismeretében analitikailag is meghatározható a minimális refluxarány. Mivel $q=1$ esetében $x_F = x_M$, felírható a minimális refluxarányt meghatározó ún. **Underwood-egyenlet** (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{x_D}{x_M} - \alpha \frac{1 - x_D}{1 - x_M} \right) \quad (6.6.35)$$

Az elméleti egységek számát empirikus módszerrel is kiszámíthatjuk. Ilyen módszer **Gilliland grafikus módszere**, amely több mint 50 kétkomponensű rendszer eredményeinek grafikus feldolgozásából kapott görbéket használja. Ahhoz, hogy a 6.6.19. és 6.6.20. ábrákon feltüntetett görbék egyikét alkalmazni tudjuk, meg kell határozni a minimális egység és a minimális refluxarány értékét.



6.6.19. ábra. A Gilliland-összefüggés (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)



6.6.20. ábra. A Gilliland-összefüggés (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Gilliland módszerének numerikus változata a 6.6.1. táblázatban van feltüntetve. A számítás menete:

- 1. lépés: meghatározzuk a minimális tányérszámot (N_{\min});
- 2. lépés: meghatározzuk a minimális refluxarányt (R_{\min});
- 3. lépés: kiszámítjuk a valós refluxarányt [$R = (1,1 \dots 2) \cdot R_{\min}$];
- 4. lépés: meghatározzuk az ábrák egyikével az N értékét.

6.6.1. táblázat. Gilliland numerikus módszere (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

| Összefüggés | $\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right)$ intervallum |
|---|---|
| $\log\left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1}\right) = -0,3397 - 0,09061 \cdot \log\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right)$ | 0,0001...0,05 |
| $\log\left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1}\right) = 4,166\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right)^2 - 1,75\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right) + 0,6733$ | 0,005...0,15 |
| $\log\left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1}\right) = 0,25\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right)^2 - 0,85\left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1}\right) + 0,6$ | 0,5...0,9 |

A refluxarány valós értékének meghatározására nemcsak elméleti-termodinamikai megfontolásokat kell figyelembe venni, hanem a gazdaságiakra is hangsúlyt kell fektetni. A refluxarány növekedésével a hőszükséglettel együtt nő az üzemi

költség, és minimumot mutat a beruházási költség meg az összköltség. Így az adott gazdasági körülményeknek megfelelően létezik egy optimális refluxarány, amely a minimális költségnek felel meg. Ennek meghatározására több optimalizálási módszer áll rendelkezésre.

A rektifikáló oszlopok egységei nem működnek ideálisan, azaz az elméleti paraméterek szerint. Ez azt jelenti, hogy a kívánt szétválasztás eléréséhez több tányérra van szükségünk, mint amennyit bármelyik módszerrel kiszámítottunk. A valódi tányérok működésének jellemzésére mutatókat használnak, mint például:

- általános kolonnahatásfok;
- a Murphree-féle tányérhatásfok;
- a Murphree-féle helyi/lokális tányérhatásfok;
- a Colburn-féle áthordási hatásfok.

Az általános kolonnahatásfok nem más, mint az elméleti és a valós egységek/tányérok aránya:

$$\eta = \frac{N_{\text{elméleti}}}{N_{\text{valós}}} \quad (6.6.36)$$

Értéke 0,5...0,9 között (még pontosabban 0,5...0,8 között) mozog (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Mămăligă & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020; Nitsche & Gbadamosi, 2017; Gavrilă & Zichil, 2000; Sinnott & Towler, 2020; Wankat, 2012).

A **Murphree-féle tányérhatásfok** (η_M) az egyedi tányérokra jellemző, és a gőzök, az elméletihez viszonyított illékony komponensbe való gazdagodásának arányát fejezi ki:

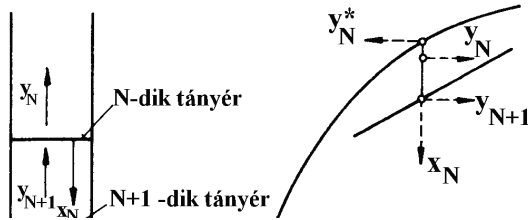
$$\eta_M = \frac{y_N - y_{N+1}}{y^* - y_{N+1}} \quad (6.6.37.)$$

ahol: y_N – az N-dik egységet/tányért elhagyó gőzök illékonykomponens tartalmának móltörtje; y_{N+1} – az N-dik tányérra érkező gőzök illékony komponens tartalmának móltörtje; y^* – az N-dik tányéron lévő folyadéknak megfelelő illékony komponens egyensúlyi móltörtje, vagyis a gőzök maximális illékony komponensbeli gazdagodása.

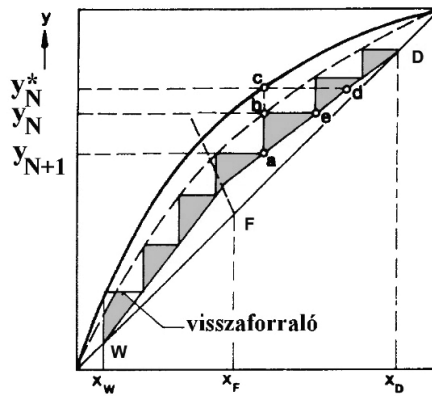
Mivel $y^* - y_{N+1} > y_N - y_{N+1}$ (lásd a 6.6.21. ábrát), a tányérhatásfok kisebb, mint 1.

A tányérhatásfok az adott tányér szétválasztási képességét fejezi ki, vagyis azt, hogy a tányérról felszálló gőz illékony komponens tartalma mennyire közelíti meg az egyensúlyi értéket.

A **helyi tányérhatásfok** ugyanolyan kifejezéssel van meghatározva, mint a tányérhatásfok, de itt nem az egész tányérra számolunk, hanem egy bizonyos pontban vesszük a gőz és folyadéknak megfelelő egyensúlyi összetételt. Így ez a mutató különbözhet a tányérhatásfoktól, főleg ha a keveredés nem tökéletes. Ha a tányérhatásfok kisebb, mint 1, akkor a valós egységek számát úgy tudjuk meghatározni, ha az egyensúlyi görbét adó y^* értéket beszorozzuk a hatásfokkal. Így egy egyensúlyi görbe alatti új görbét kapunk, melyet felhasználva a McCabe–Thiele-módszer szerinti lépcsőzésre, meghatározhatjuk a valós egységek számát (lásd a 6.6.22. ábrát).



6.6.21. ábra. A Murphree-féle tányérhatások jelölése (Fonyó&Fábry, 2004)



6.6.22. ábra. A valós egységek meghatározása a McCabe–Thiele-módszer szerint

A helyi tányérhatások (η_{Mh}) és az anyagátadás (K_G) közötti összefüggést Murphree vezette be:

$$\eta_{Mh} = 1 - e^{-\frac{K_G A}{V}} = 1 - e^{-(NTU)_{\text{tányér}}} \quad (6.6.38)$$

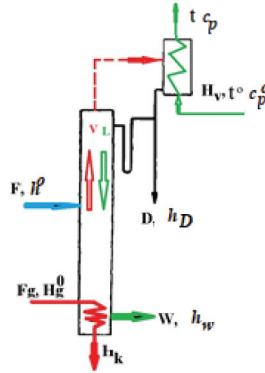
A helyi hatásfok értékét nagyon befolyásolja a cseppelragadás vagy a folyadékáthordás, mint ahogy azt a Colburn által levezetett összefüggés is tükrözi:

$$\eta_{Mh}^c = \frac{\eta_{Mh}}{1 + \frac{\varepsilon}{L} \eta_{Mh}} \quad (6.6.39)$$

ahol: az ε / L a cseppelragadási arány, melynek értéke nő a gőz sebességével, csökken a tányértávolsággal, és függ mind a hidrodinamikai, mint a rendszer tulajdonságaitól [bővebb információért lásd még Stichlmair et al. (2021) munkáját].

6.6.4.4. A folytonos üzemű rektifikáló oszlop hőmérlege

Legyen a 6.6.23. ábrának megfelelő rektifikáló oszlop, amelybe a belépő áramok az F keverék, az Fg fűtőgőz, a Hv hűtővíz, és a kilépő áramok a W maradék és a D desztillátum. Az elegy a forrásponton lép be, míg a desztillátum és a maradék a kondenzációs ponton lép ki.



6.6.23. ábra. A rektifikáló oszlop hőmérlegesémája

Írjuk fel a hőmérleget:

$$\dot{Q}_F^o + \dot{Q}_{Fg}^o + \dot{Q}_{Hv}^o = \dot{Q}_D + \dot{Q}_W + \dot{Q}_K + \dot{Q}_{Hv} \quad (6.6.40)$$

Figyelembe véve az ábrán levő jelöléseket, felírható:

$$F \cdot h^o + Fg \cdot H_g^o + Hv \cdot c_p^o \cdot t^o = D \cdot h_D + W \cdot h_w + Fg \cdot h_K + Hv \cdot c_p \cdot t \quad (6.6.41)$$

Átcsoportosítva:

$$Fg \cdot (H_g^o - h_K) = D \cdot h_D + W \cdot h_w + Hv \cdot (c_p \cdot t - c_p^o \cdot t^o) - F \cdot h^o \quad (6.6.42)$$

Tudva, hogy a víz a gőzök kondenzációjára szolgál, fel lehet írni:

$$Hv \cdot (c_p \cdot t - c_p^o \cdot t^o) = V \cdot r_D = (D + L) \cdot r_D \quad (6.6.43)$$

Tudva, hogy a betáplált keverék desztillátummá és maradékká alakul (6.6.44), felírható:

$$F = D + W \quad (6.6.44)$$

$$Fg \cdot r_g = D \cdot h_D + W \cdot h_w + (D + L) \cdot r_D - (D + W) \cdot h^o \quad (6.6.45)$$

Csoportosítva a tagokat, fel lehet írni:

$$Fg \cdot r_g = D \cdot (h_D - h^o) + W \cdot (h_w - h^o) + (D + L) \cdot r_D \quad (6.6.46)$$

Mivel a forrásponatok nagyon kevésbé különböznek, a két első tagot elhanyagolhatjuk. Így megkapjuk a szükséges gőzmennyiséget kifejező összefüggést:

$$Fg = \frac{(D+L) \cdot r_D}{r_g} \quad (6.6.47)$$

A szükséges hűtővíz, pedig:

$$Hv = \frac{(D+L) \cdot r_D}{c_p \cdot t - c_p^o \cdot t^o} = \frac{Fg \cdot r_g}{c_p \cdot t - c_p^o \cdot t^o} \quad (6.6.48)$$

ahol: r_g – a gőz kondenzációs hője, J/kg; r_D – a desztillátum kondenzációs hője, J/kg.

6.6.5. Megoldott számítási példák

6.6.5.1. Egyszeri desztilláció

Egyszeri, egyszerű desztillációval kezelünk 500 kg 30% etanoltartalmú alkohol-víz elegyet. A lepárlást a 2,5% alkoholtartalmú maradéknál állítjuk le. Ismerve a 6.6.2. táblázatban feltüntetett egyensúlyi adatokat, számítsuk ki a desztillátum mennyiségét, annak összetételét és a maradék mennyiségét.

6.6.2. táblázat. *Alkohol-víz elegy egyensúlyi adatai* (Horoba & Horoba, 2010)

| | | | | | | | | | |
|---|-------|-------|-------|------|-------|-------|------|-------|-------|
| Y | 0,225 | 0,360 | 0,516 | 0,6 | 0,655 | 0,690 | 0,71 | 0,728 | 0,740 |
| X | 0,025 | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,3 | 0,35 | 0,4 |

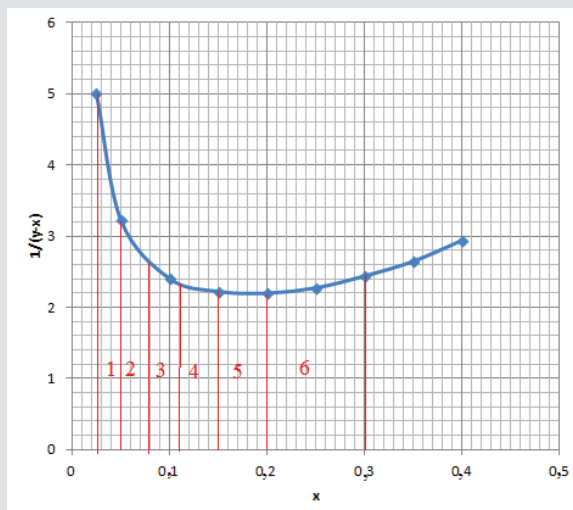
Megoldás:

Figyelembe véve az egyszeri egyszerű lepárlásnál meghatározott összefüggést, meghatározzuk a keletkezett maradék mennyiségét:

$$\ln L \Big|_{L_2}^{L_1} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x} \Rightarrow \ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x} = I \Rightarrow \ln(L_2) = \ln(L_1) - I$$

Az integrál értékét grafikusan határozzuk meg.

Ezért először megszerkesztjük az $\frac{1}{y-x} \leftrightarrow x$ grafikont (6.6.24. ábra), és kiszámítjuk a 0,025 és 0,3 intervallumban a görbe alatti területet, majd meghatározzuk az L_2 értékét.



6.6.24. ábra. A grafikus integrálás

Figyelembe véve a 6.6.24. ábrán feltüntetett jelöléseket, kiszámítható az 1...6 terület, éspedig:

$$I_1 = \frac{5+3,2}{2} \cdot 0,025 = 0,1025; \quad I_2 = \frac{3,2+2,6}{2} \cdot 0,03 = 0,087; \quad I_3 = \frac{2,6+2,35}{2} \cdot 0,03 = 0,07425;$$

$$I_4 = \frac{2,35+2,2}{2} \cdot 0,04 = 0,091; \quad I_5 = \frac{2,2+2,2}{2} \cdot 0,05 = 0,11; \quad I_6 = \frac{2,2+2,4}{2} \cdot 0,1 = 0,23.$$

Tehát az integrálás értéke:

$$I = I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5 + I_6 = \\ = 0,1025 + 0,087 + 0,07425 + 0,091 + 0,11 + 0,23 = 0,6947$$

Most kiszámítható az L_2 :

$$\ln(L_2) = \ln(L_1) - I = \ln 500 - 0,6947 = 5,52$$

$$\text{Vagyis: } L_2 = e^{5,52} = 249,6 \text{ kg.}$$

Ez azt jelenti, hogy a desztillátum mennyisége:

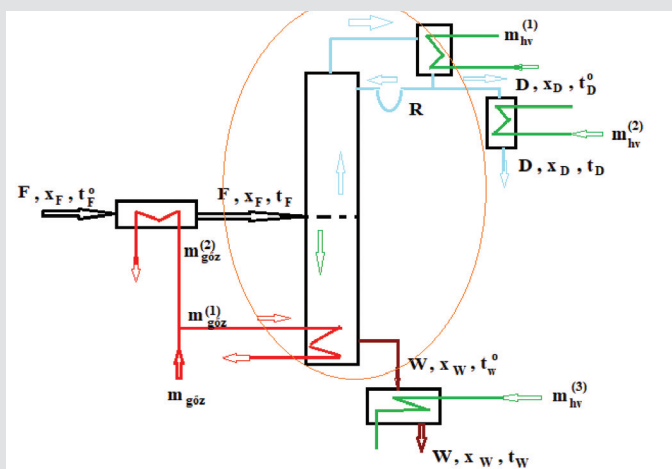
$$D = L_1 - L_2 = 500 - 249,6 = 250,4 \text{ kg.}$$

Most, ha felírjuk az alkohol teljes mérlegét, kiszámítható a desztillátum összetétele:

$$L_1 \cdot X_1 = L_2 \cdot X_2 + D \cdot X_D \Rightarrow X_D = \frac{L_1 \cdot X_1 - L_2 \cdot X_2}{D} = \frac{500 \cdot 0,3 - 249,6 \cdot 0,025}{250,4} = 0,5741.$$

6.6.5.2. Rektifikáló kolonna méretezése

Etilalkohol-víz keveréket rektifikálunk 94% etanoltartalmú párlat előállítására végett a 6.6.25. ábrán feltüntetett sémának megfelelő, folyamatosan működtetett berendezésben. Ismerve, hogy a 30% etanolt és 70% vizet tartalmazó, 5000 kg/h tömegáramú elegyet forrponthőmérsékleten tápláljuk a kolonnába, a kilépő folyadék 0,5% etanoltartalmú, számítsuk ki a szítatányéros kolonna méretét, és a fajlagos, 3 at nyomású gőz és a 15 °C-os hűtővíz-szükségletet, ha az hűtéskor 25 °C-kal emeli hőmérsékletét.



6.6.25. ábra. A rektifikálási folyamat vázlatja

(Rosentrater & Evers, 2018; Jacques et al., 2003; Horoba & Horoba, 2010)

Megoldás:

Írjuk fel az anyagmérleget, és helyettesítsünk be (az anyagáramokat kg/h-ban kifejezve):

$$\begin{cases} F = D + W \\ F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 5000 = D + W \\ 5000 \cdot 0,3 = D \cdot 0,94 + W \cdot 0,005 \end{cases}$$

Az egyenletrendszert megoldva kapjuk: $\begin{cases} D = 1577,54 \text{ kg/h} \\ W = 3422,46 \text{ kg/h} \end{cases}$

Írjuk fel a komponens- és fázismérleget tömeg, mól és térfogategységben kifejezve (6.6.3. táblázat).

Figyelembe véve Horoba (2010) egyensúlyi adatait, rajzoljuk meg az egyensúlyi görbét (6.6.26. ábra), és ábrázoljuk az átlón a D , F és W pontokat.

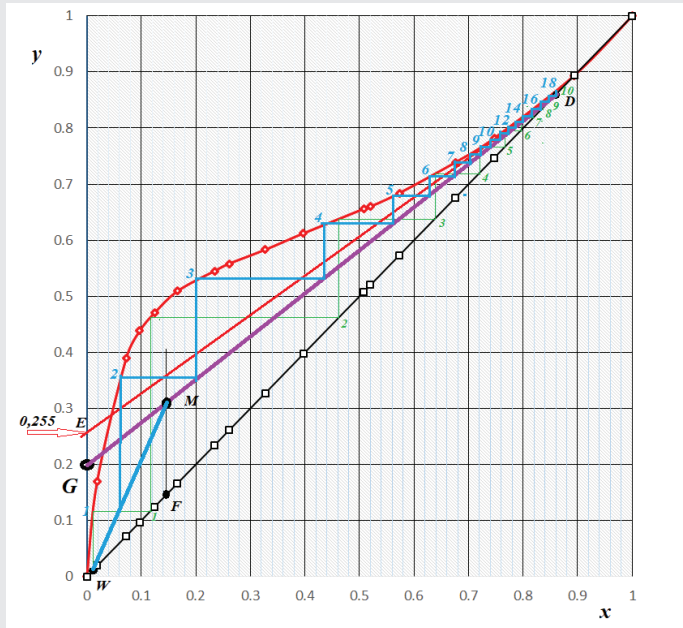
6.6.3. táblázat. *Anyagmérleg*

Belépés, ME/h

| Áram | Komponens | Tömeg | | Mól | | Térfogat | |
|------|-----------|-------|-----|---------|---------------|----------|--------|
| | | m | X | n | x | V | x |
| F | Etanol | 1500 | 0,3 | 32,608 | 0,1436 | 1901,14 | 0,3519 |
| | Víz | 3500 | 0,7 | 194,444 | 0,8564 | 3500 | 0,6481 |
| | Összesen | 5000 | 1 | 227,052 | 1 | 5401,14 | 1 |

Kilépés, ME/h

| Áram | Komponens | Tömeg | | Mól | | Térfogat | |
|------|-----------|---------|-------|---------------|--------|----------|--------|
| | | m | X | n | x | V | x |
| D | Etanol | 1482,88 | 0,94 | 32,236 | 0,8597 | 1879,45 | 0,952 |
| | Víz | 94,65 | 0,06 | 5,258 | 0,1403 | 94,652 | 0,048 |
| | Összesen | 1577,54 | 1 | 37,494 | 1 | 1974,10 | 1 |
| W | Etanol | 17,11 | 0,005 | 0,372 | 0,0019 | 21,688 | 0,0063 |
| | Víz | 3405,34 | 0,995 | 189,18 | 0,9980 | 3405,34 | 0,9936 |
| | Összesen | 3422,46 | 1 | 189,55 | 1 | 3427,03 | 1 |



6.6.26. ábra. Az egyensúlyi görbe és a munkavonalak

A minimális refluxarány meghatározására a D pontból húzzunk egy érintőt az egyensúlyi görbéhez, amely az E pontban metszi az ordinátát. Leolvassva az y_E értékét, meg lehet határozni a minimális refluxszámot:

$$y_E = 0,255 = \frac{x_D}{R_{\min} + 1} \Rightarrow R_{\min} = \frac{x_D}{0,255} - 1 = \frac{0,8597}{0,255} - 1 = 2,37$$

Alkalmazva a Pavlov (1972) által javasolt számítást, meghatározzuk a valós reflux értékét:

$$R = 1,3 \cdot R_{\min} + 0,3 = 1,3 \cdot 2,37 + 0,3 = 3,38$$

Ismerve a felső munkavonal egyenletét, kiszámítjuk az $x=0$ -nak megfelelő metszéspontot:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}, y_{x=0} = \frac{R}{R+1} \cdot 0 + \frac{0,8597}{3,38+1} = 0,1962$$

A koordinátákat ismerve, rajzoljuk be a pontot a diagramra (G), és kössük össze a D ponttal, megrajzolva így a felső munkavonalat (GD). Ez a munkavonal az M pontban metszi az F -ből húzott merőlegest (a forrponthi állapotnak megfelelő $q=1$ vonalat).

Az M pontot összekötve a W -vel megrajzoljuk az alsó munkavonalat (MW). Ezt követően az átló és az egyensúlyi görbe közé a W pontból kiindulva lépcsőzéssel meghatározzuk a minimális egységsszámot (az átlón meg van jelölve 10), majd az egyensúlyi görbe és a két munkavonal között végezzük el a szerkesztést, megkapva az egyensúlyi egységsszámokat ($N_E=18$).

A betáplálási arány ($F_{\text{betápl}}$):

$$F_{\text{betápl}} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0,8597 - 0,00196}{0,1436 - 0,00196} = 6,055 \frac{\text{kmol F}}{\text{kmol D}}$$

Ez az arány megegyezik a mérlegből számított értékkel is:

$$\frac{F}{D} = \frac{227,052}{37,494} = 6,055 \frac{\text{kmol F}}{\text{kmol D}}$$

A kiszámított felső munkavonal egyenlete tehát:

$$y = \frac{3,38}{3,38+1}x + \frac{0,8597}{3,38+1} = 0,77169x + 0,1962$$

Az alsó munkavonal egyenlete pedig:

$$y = \frac{R + F_{\text{betápl}}}{R+1}x - \frac{F_{\text{betápl}} - 1}{R+1}x_W = \frac{3,38 + 6,055}{3,38+1}x - \frac{6,055 - 1}{3,38+1} \cdot 0,00196$$

$$y = 2,154x - 0,002262$$

Az **oszlop átmérőjének becslésére** szükség van a gőzárám és az áramlási sebesség ismeretére. Mivel a felfele áramló gőzök biztosítják a párlatot és a lefolyó refluxot egyaránt, a gőzárámot (\dot{V}) felírhatjuk:

$$\dot{V} = D(R+1) \cdot \left(V_m \frac{T_{\text{átl}}}{T_o} \right), \text{ m}^3/\text{s},$$

ahol: D – a párlat mólárama, mol/s; R – a valós refluxarány; $\left(V_m \frac{T_{\text{átl}}}{T_o} \right)$ – korrigált móltérfogat, m^3/mol .

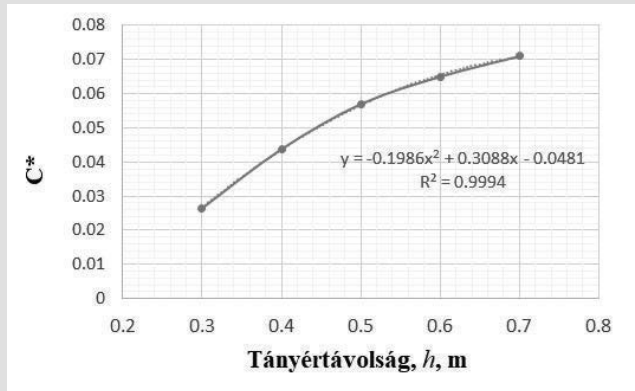
A térfogatáram és a sebesség ismeretében a kolonnaátmérőt (D_k) a kontinuitástétellel számítjuk:

$$D_k = \sqrt{\frac{\dot{V}}{0,785 \cdot w_p}}, \text{ m}.$$

Ehhez a gőzök áramlási sebességét (w_p) Pavlov (1972) szerint a következő összefüggéssel számítjuk:

$$w_p = C^* \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_p}}, \text{ m/s},$$

ahol: ρ_l , ρ_p – az oldat, illetve a pára sűrűsége az átlaghőmérsékleten, kg/m^3 ; C^* – tényező, melynek értékét a 6.6.27. ábrán feltüntetett összefüggés segítségével olvassuk le.



6.6.27. ábra. A C^* függése a szitatányéros oszlop tányértávolságától

Az összefüggésekben szereplő tulajdonságok becslésére először kiszámítjuk az elegy átlag koncentrációját (matematikai átlag), a gőzök átlag koncentrációját

(a munkavonalak segítségével meghatározott értékek számtani átlaga), az átlagos hőmérsékletet (számtani átlag), a móltömeget (additivásra alapozva:

$$\bar{M} = y_{Et} M_{Et} + (1 - y_{Et}) M_{H_2O}, \text{ a gőz sűrűségét (gáztörvényre alapozva: } \rho_p = \frac{\bar{M} T^o}{V_m T},$$

az oldat sűrűségét (táblázatból a koncentráció és a hőmérséklet figyelembevételével), valamint az oszlopra jellemző átlagos sűrűségeket (számtani átlag). Ezek az adatok a 6.6.4. táblázatban vannak összesítve.

6.6.4. táblázat. Számított adatok

| Hely | x | y | t, °C | M, g/mol | ρ_p , kg/m ³ | ρ_p , kg/m ³ |
|---------------------|---------|--------|----------|-------------|---------------------------------|---------------------------------|
| Tető | 0,86 | | 78,17 | | | |
| Felső átlag | 0,5018 | 0,5817 | 81,45 | 34,28 | 1,178 | 852,3 |
| Betáplálás | 0,1436 | | 84,74 | | | |
| Alsó átlag | 0,0727 | 0,1497 | 92,13 | 22,19 | 0,7325 | 955 |
| Alj | 0,00196 | | 99,5 | | | |
| Kolonnára átlagolva | | | | | 0,955 | 903,65 |

Leolvasva a 6.6.25. ábráról a 330 mm tányértávolságnak megfelelő C^* értékét ($C^* = 0,032$), kiszámítjuk az áramlási sebességet:

$$w_p = 0,032 \cdot \sqrt{\frac{903,65}{0,955}} = 0,9843 \text{ m/s}$$

A gőzök térfogatárama tehát:

$$\dot{V} = \frac{37,494}{3600} \cdot (3,38 + 1) \cdot \left(22,41 \frac{273 + 0,5 \cdot (81,5 + 92,13)}{273} \right) = 1,347 \text{ m}^3/\text{s}.$$

A kolonna átmérője pedig:

$$D_k = \sqrt{\frac{1,347}{0,785 \cdot 0,9843}} = 1,32 \text{ m}.$$

A kolonnaátmérő becslése az F -faktor módszerrel:

Figyelembe véve az M27. mellékletben feltüntetett F -faktor, kolonnanyomás és tányértávolság görbéket, a légköri nyomásnak és 330 mm tányértávolságnak megfelelő $F_{max}/1,22 = 1,2$. Innen az $F_{max} = 1,46$.

A gőzárám és a faktor ismeretében kiszámítjuk a gőzárám „szabad keresztmetszetét” (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$A_k = \frac{\dot{V}}{w_{max}} = \frac{\dot{V}}{F_{max}} \sqrt{\rho_p} = \frac{1,347}{1,46} \sqrt{0,955} = 0,901 \text{ m}^2.$$

Ha a lefolyók keresztmetszetét a teljes keresztmetszet 20%-ának becsüljük, akkor a tányér szabad keresztmetszete:

$$A_t = 1,2 \cdot A_k = 1,2 \cdot 0,901 = 1,08 \text{ m}^2.$$

Innen a tányér, illetve a kolonna átmérője:

$$D_k = \sqrt{\frac{A_t}{0,785}} = \sqrt{\frac{1,08}{0,785}} = 1,175 \text{ m}.$$

A kolonnaátmérő becslése a Fair-féle terhelhetőségi mutató (FP) módszerrel:

Ehhez először kiszámítjuk az FP értékét:

$$FP = \frac{\dot{L}}{\dot{V}} \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_L}} = \frac{D \cdot R}{D(R+1)} \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_L}} = \frac{37,494 \cdot 3,38}{37,794 \cdot (3,38+1)} \sqrt{\frac{0,955}{903,65}} = 0,025$$

Leolvassuk az M28. mellékletben látható ábráról a C_{max} értéket: $C_{max} = 0,067$.

Ismerve, hogy a folyadék 60%-os átlagos koncentráción és 80 °C hőmérsékletén a felületi feszültség 0,02322 J/m² (Khatab et al., 2012), kiszámítjuk a gőz maximális áramlási sebességét:

$$w_{max} = C_{max} \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_L - \rho_p}{\rho_p} \right)^{0,5} = 0,067 \cdot \left(\frac{0,02322}{0,02} \right)^{0,2} \left(\frac{903,65 - 0,955}{0,955} \right)^{0,5} = 2,12 \text{ m/s}$$

A valós sebességet ennek 70%-ával számolva:

$$w_p = 0,7 \cdot w_{max} = 0,7 \cdot 2,12 = 1,48 \text{ m/s}.$$

Kiszámítjuk a tányérfelületet 1,2-szeres ráhagyással:

$$A_t = 1,2 \cdot \frac{\dot{V}}{w_p} = 1,2 \cdot \frac{1,347}{1,48} = 1,092 \text{ m}^2.$$

Innen kiszámíthatjuk az átmérőt:

$$D_k = \sqrt{\frac{A_t}{0,785}} = \sqrt{\frac{1,092}{0,785}} = 1,179 \text{ m}.$$

Az oszlop magasságának kiszámítása:

$$H = N_{V,E} \cdot h_t$$

ahol: $N_{V,E}$ – a valós egységyszám, h_t – tányérmagasság, m.

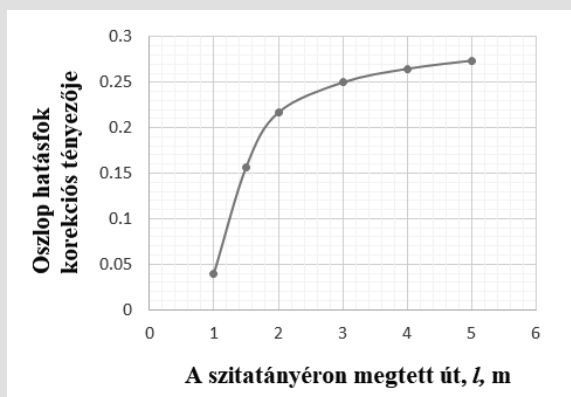
A valós egységyszámot az elméleti egységyszám (N_e) és a kolonnhatásfok (η_k) segítségével határozzuk meg:

$$N_{V.E} = \frac{N_e}{\eta_k}$$

A korrigált kolonnhatékonyság általában 0,3...0,8 között mozog. Becslésére először leolvassuk a 6.6.28 ábrán a hatékonyságot, melyet majd korrigálunk, annak függvényében, hogy mekkora utat tesz meg a folyadék a szitán (lásd a 6.6.29. ábrát).



6.6.28. ábra. A kolonnhatásfok változása az $\alpha\eta$ szorzat függvényében



6.6.29. ábra A korekciós faktor változása a szitányéron megtett út függvényében

A relatív illékonyságot a kolonna átlaghőmérsékletén (87 °C) számítjuk a következőképpen:

$$\alpha = \left(\frac{P_{Et}^e}{P_{viz}^e} \right)_{t_{átl}} = \frac{\exp\left(8,04494 - \frac{1554,3}{226,65 + 87}\right)}{67577 \frac{760}{101300}} = 2,25$$

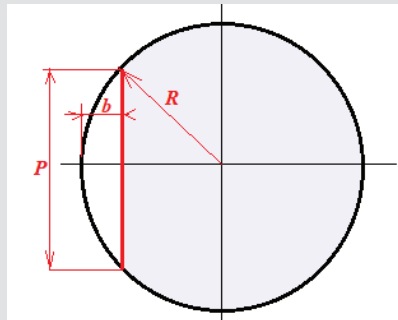
Mivel a kezdeti elegy viszkozitása $\eta=0,5$ mPa·s, a szorzat értéke: $\alpha\eta = 2,25 \cdot 0,5 = 1,125$ lesz. Ezen az értéken a hatékonyság 0,47.

Az oszlopátmérő túlhaladja az 1 métert, így a folyadék elég időt stagnál a szitatányéron. Ezt az értéket korrigálni tudjuk, ha figyelembe vesszük, hogy a lefolyó a tányér felületének kb. 10%-át teszi ki. Így, a 6.6.30. ábra alapján, a lefolyó karakterisztikus méretei között felírható a következő egyenletrendszer:

$$\begin{cases} (0,5P)^2 + (R-b)^2 = R^2 \\ 0,1 \cdot \pi \cdot R^2 = \frac{2}{3} \cdot P \cdot b \end{cases}$$

Behelyettesítve:

$$\begin{cases} (0,5P)^2 + (0,66-b)^2 = 0,66^2 \\ 0,1 \cdot \pi \cdot 0,66^2 = \frac{2}{3} \cdot P \cdot b \end{cases}$$



6.6.30. ábra. A szitatányér lefolyójának karakterisztikus méretei

Megoldva az egyenletrendszert, megkapjuk a tányér szélességét: $b = 0,212$ m. Ezt ismerve, a szitán megtett út: $l = 1,32 - 0,212 = 1,108$ m.

Az ennek megfelelő korrekciós tényező pedig a 6.6.29. ábráról leolvassva: 0,063.

Tehát a korrigált tényér hatásfoka: $\eta_k = \eta' \cdot (1 + \varphi) = 0,47 \cdot (1 + 0,063) = 0,5$.

Ennek megfelelően a valós tényérszám az elméletinek duplája, így az oszlopmagasság 330 mm tényértávolsággal:

$$H = \frac{N_e}{\eta_k} \cdot h_e = \frac{18}{0,5} \cdot 0,33 = 11,8 \text{ m.}$$

A fűtő- és hűtőközeg-szükséglet becslése:

A 6.6.25. ábrán látható, hogy a hűtővíz a kondenzáláshoz, a párlathűtéshez és a maradékűtéshez szükséges, a gőz pedig a kipárolgatáshoz és a forrpontra való melegítéshez. Ha figyelembe vesszük a tiszta anyagok párolgáshőit ($\Delta H_{\text{pár},Et} = 38,56 \text{ kJ/mol}$; $\Delta H_{\text{pár},vöz} = 41,67 \text{ kJ/mol}$), kiszámítható egy mol keverék átlagos kondenzációs hője:

$$\Delta H_{\text{kond}} = y \cdot (-\Delta H_{\text{pár},Et}) + (1 - y) \cdot (-\Delta H_{\text{pár},vöz})$$

$$\Delta H_{\text{kond}} = 0,86 \cdot (-38,56) + (1 - 0,86) \cdot (-41,67) = -39 \text{ kJ/mol}$$

Tehát a kondenzációkor felszabadult hő:

$$\dot{Q}_{\text{kond}} = D \cdot (1 + R) \cdot (-\Delta H_{\text{kond}}) = \frac{37,494 \cdot 10^3}{3600} (1 + 3,38) \cdot (-39 \cdot 10^3) = 1779090 \text{ W.}$$

Számítsuk ki, mennyi hőt kell biztosítson a gőz, ha az a kondenzációs hőn túlmenően biztosítja a desztillátum és a maradék hőmennyiségeit, valamint a 3%-os veszteséget is:

$$\dot{Q}_{\text{göz}} = \dot{Q}_{\text{kond}} + \dot{Q}_D + \dot{Q}_W + \dot{Q}_V - \dot{Q}_F^o$$

Innen:

$$\dot{Q}_{\text{göz}} = \frac{1}{1 - 0,03} \cdot (\dot{Q}_{\text{kond}} + \dot{Q}_D + \dot{Q}_W - \dot{Q}_F^o)$$

Vagyis:

$$\dot{Q}_{\text{göz}} = \frac{1}{1 - 0,03} \cdot (\dot{Q}_{\text{kond}} + D \cdot c_{pD} \cdot t_F + W \cdot c_{pvöz} \cdot t_W - F \cdot c_{pl}^o \cdot t_F^o)$$

A számításhoz szükséges a 78 °C-os desztillátum átlagos fajlagos hőkapacitása, a 99,5 °C-os maradék fajlagos hőkapacitása és a 85 °C-on betáplált oldat fajlagos hőkapacitása, melyeket a mellékletben feltüntetett adatokból határoztunk meg. Ezek ismeretében:

$$\dot{Q}_{\text{göz}} = \frac{1}{1 - 0,03} \cdot (1779090 + \frac{1577,54}{3600} \cdot 3247,6 \cdot 78 + \frac{3422,46}{3600} \cdot 4190 \cdot 99,5 - \frac{5000}{3600} \cdot 3918,6 \cdot 85)$$

$$\dot{Q}_{\text{göz}} = 1,88 \cdot 10^6 \text{ W}$$

A betáplált elegy felmelegítéséhez elhasznált hő:

$$\dot{Q}_{felm} = F \cdot \bar{c}_{pF} \cdot (t_F - t_F^o) = \frac{5000}{3600} \cdot 3300 \cdot (85 - 15) = 0,32 \cdot 10^6 \text{ W}$$

A párlat hűtésekor elvont hő:

$$\dot{Q}_{hd} = D \cdot \bar{c}_{pD} \cdot (t_D^o - t_D) = \frac{1577,54}{3600} \cdot \frac{3247 + 2525}{2} \cdot (78 - 20) = 0,07335 \cdot 10^6 \text{ W}$$

A maradék hűtésekor elvont hő:

$$\dot{Q}_{hw} = W \cdot \bar{c}_{pW} \cdot (t_W^o - t_W) = \frac{3422,46}{3600} \cdot 4180 \cdot (99,53 - 20) = 0,31649 \cdot 10^6 \text{ W}$$

A hőmennyiségek ismeretében ki lehet számítani a gőzsükségletet ($r=2204 \text{ kJ/kg}$) és a hűtővízsükségletet. Az eredményeket a 6.6.5. táblázat tartalmazza.

6.6.5. táblázat. Hőközvetítő-szükséglet

| Gőzsükséglet | | |
|----------------------------|--------------------------------|--|
| | Szükséges hő, W | Szükséges 3 at nyomású gőz, kg/s |
| Forralóba betáplált | $1,88 \cdot 10^6$ | 0,8529 |
| Az előmelegítőbe betáplált | $0,32 \cdot 10^6$ | 0,145 |
| Összesen, 3% veszteséggel | $2,26 \cdot 10^6$ | 1,025 |
| Fajlagos szükséglet | – | 2,34 kg/kg D |
| Hűtővízsükséglet | | |
| | Eltávolítandó hő, W | Szükséges hűtővíz, ha $\Delta T=25 \text{ }^\circ\text{C}$, kg/s |
| Kondenzálásra | $1,77909 \cdot 10^6$ | 16,98 |
| Párlathűtésre | $0,07335 \cdot 10^6$ | 0,7 |
| Maradékűtésre | $0,31649 \cdot 10^6$ | 3,021 |
| Fajlagos szükséglet | – | 47,24 L/kg D |

6.7. Abszorpciós oszloppal kapcsolatos számítások

6.7.1. A tervezési feladat

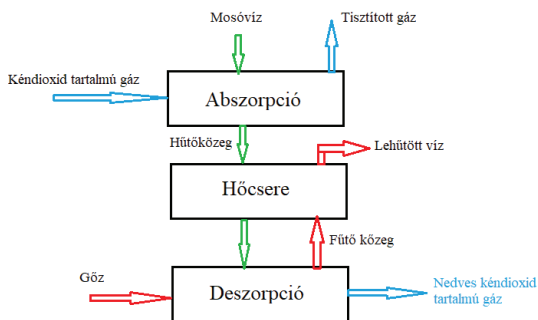
A feladat egy adott gázelegy (V_r^o , y^o , t^o) célkomponensének meghatározott abszorpciós fokkal (η_{SO_2}) való kinyeréséhez szükséges kolonnatöltet méreteinek meghatározása az egyensúlyi diagram (6.7.1. és 6.7.2. táblázat), a folyamat blokséma (6.7.1. ábra), technológiai vázlat (6.7.2. ábra) és szolvens minőség (x^o , t^o) ismeretében.

6.7.1. táblázat. *Az egyensúlyi adatok mólarányban kifejezve*
(Green & Perry, 1997, 2008)

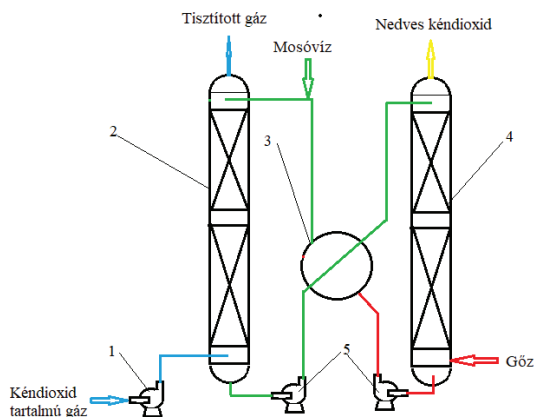
| Gázfázis összetétele, 10^2Y , mol/mol | Folyadékfázis összetétele, 10^3X , mol/mol |
|---|--|
| 0,0663 | 0,0563 |
| 0,1585 | 0,1470 |
| 0,4220 | 0,2810 |
| 0,7670 | 0,4220 |
| 1,3200 | 0,5640 |
| 1,8850 | 0,8460 |
| 3,5500 | 1,4100 |

6.7.2. táblázat. *Az egyensúlyi nyomás az oldatkoncentráció függvényében*
(Green & Perry, 1997, 2008)

| $100 x_{SO_2}$, % | p_{SO_2} , Hgmm |
|--------------------|-------------------|
| 0,05 | 1,20 |
| 0,10 | 3,20 |
| 0,15 | 5,80 |
| 0,20 | 8,50 |
| 0,30 | 14,10 |
| 0,50 | 26,00 |
| 0,70 | 39,00 |
| 1,00 | 59,00 |
| 1,50 | 92,00 |



6.7.1. ábra. A folyamat bloksémája



6.7.2. ábra. A javasolt technológiai folyamat vázlatja:

1 – ventilátor, 2 – abszorpciós kolonna, 3 – hőcserélő, 4 – deszorpciós kolonna, 5 – centrifugális szivattyú

6.7.2. A célkomponens kiválasztására szükséges abszorbens mennyiségének meghatározása

A célkomponens elválasztására szükséges abszorbens mennyiségének a meghatározása a tapasztalati értékek figyelembevételével a minimális oldószert tartalmazó gáz mennyiségének meghatározásával lehetséges.

6.7.2.1. A minimális oldószer módszere

Vezessük be az inert vagy másképp mondva szolutummentes móláram és mólarány kifejezéseket, vagyis:

– gáz esetén:

$$G = \frac{V_{\tau}^o}{V_m} (1 - y_{SO_2}^o), \text{ kmol A}''/\text{s}; Y_{SO_2} = \frac{y_{SO_2}}{1 - y_{SO_2}}; Y_{SO_2}^o = \frac{y_{SO_2}^o}{1 - y_{SO_2}^o} \quad (6.7.1. \text{ a,b,c})$$

– folyadék esetén:

$$L_o = \frac{m_{\tau}}{M} (1 - \bar{x}_{SO_2}), \text{ kmol S/s}; X_{SO_2}^o = \frac{x_{SO_2}^o}{1 - x_{SO_2}^o}; X_{SO_2} = \frac{x_{SO_2}}{1 - x_{SO_2}} \quad (6.7.2. \text{ a,b,c})$$

Ismerve a mólarányokat, vezessük be az alábbi jelöléseket:

Y^o – a belépő gáz inert (szolutummentes) komponensre vonatkoztatott mólaránya, mol SO_2 /mol inert;

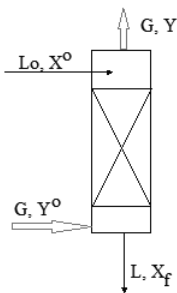
Y – a kilépő gáz inert (szolutummentes) komponensre vonatkoztatott mólaránya, mol SO_2 /mol inert;

X^o – a belépő oldószer inert (szolutummentes) komponensre vonatkoztatott mólaránya, mol SO_2 /mol H_2O ;

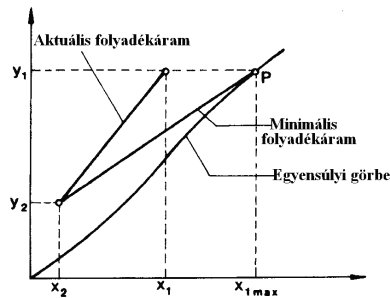
X_f – a kilépő oldat inert (szolutummentes) komponensre vonatkoztatott mólaránya, mol SO_2 /mol H_2O ;

G – a tisztítandó gáz inert (szolutummentes) komponenseinek mólárama, mol inert/s, kmol inert/h;

L_o – az oldószer mólárama, mol víz/s, kmol víz/h.



6.7.3. ábra. A kolonna mérlege



6.7.4. ábra. A minimális oldószer szükséglet
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Figyelembe véve a 6.7.3. ábrán feltüntetett anyagáramokat, felírható a kolonna mérlege:

$$\begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{szolvens} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Belépő} \\ \text{gáz} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{tisztított gáz} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Kilépő} \\ \text{szolvens} \end{bmatrix}$$

vagyis:

$$L_o(1+X^o) + G(1+Y^o) = G(1+Y) + L_o(1+X_f) \quad (6.7.3)$$

Elhagyva a zárójeleket és leegyszerűsítve:

$$L_o X^o + G \cdot Y^o = L_o X_f + G \cdot Y \quad (6.7.4)$$

$$\text{Ahonnan: } L_o(X_f - X^o) = G(Y^o - Y) = G_{SO_2}^{absz} = V_r^o \frac{1 - Y^o}{V_M} (Y^o - Y) \quad (6.7.5)$$

A célkomponens transzformációs foka, vagyis az abszorpció hatásfoka pedig:

$$\eta_{SO_2} = \frac{n_{SO_2}^0 - n_{SO_2}}{n_{SO_2}^0} = 1 - \frac{n_{SO_2}}{n_{SO_2}^0} = 1 - \frac{G \cdot Y}{G \cdot Y^o} = 1 - \frac{Y}{Y^o} = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{G \cdot Y^o} \quad (6.7.6)$$

A 6.7.4. ábrán látható, hogy a minimális oldószermennyiséget akkor kapjuk, amikor a munkavonal metszi az egyensúlyi görbét. Ekkor a kinyert oldat koncentrációja maximális, megegyezik az egyensúlyi koncentrációval, vagyis: $X_f = X_f^*$, úgy a szolutummentes oldószermennyiség minimális értéke:

$$L_{\min} = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{X_f^e}$$

Ha a munkavonal meredeksége nő, mint ahogy az aktuális folyadékárammal nevezett egyenes is szemlélteti, a kilépő szolutumot tartalmazó oldat koncentrációja kisebb lesz, mint az egyensúlyi koncentráció (x_f^e), ami a szolutummentes oldószermennyiségének növekedését vonja maga után. Ezt úgy is értelmezhetjük, hogy az aktuális munkavonalnak megfelelő szolvensmennyiség e minimális α ($\alpha > 1$) együttthatóval való szorzata (Pavlov et al., 1972):

$$L_o = L_{\min} \cdot \alpha, \text{ ahol: } \alpha = 1, 1, \dots, 1, 5. \quad (6.7.7)$$

Az L_{\min} meghatározására a grafikai vagy analitikai módszert alkalmazzuk.

A komponensmérleget alkalmazva felírható:

$$L_{\min} (X_f^* - X^o) = G_{SO_2}^{absz} \quad (6.7.8)$$

vagyis:

$$L_{\min} = G_{SO_2}^{absz} / (X_f^* - X^o) \quad (6.7.9)$$

Az L_{\min} értékével, kiválasztva az α -t, meg lehet határozni a szükséges oldószermóláramot. Ennek segítségével kiszámítható az oldat kén-dioxid-tartalma és megrajzolható az aktuális munkavonal is: $L_o X^o + G_{SO_2}^{absz} = L_o X_f$,

$$\text{ahonnan } \begin{cases} X_f = \frac{L_o X^o + G_{SO_2}^{absz}}{L_o}, \text{ ha } X^o \neq 0 \\ X_f = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{L_o}, \text{ ha } X^o = 0 \end{cases} \quad (6.7.10)$$

6.7.2.2. Az optimális szolvesszükséglet módszere

Ahhoz, hogy az abszorpció és az azt követő deszorpció minél hatékonyabban megvalósítható legyen, az öntözési áramot bizonyos értékek között kell tartani. Ha az egyensúlyi görbe az érdekelt intervallumban egyenesnek tekinthető, akkor a szükséges kolonna egyensúlyi egységszámát a gáztisztítási hatások (tisztítási arány) és a szolvesszükséglet határozza meg. Ez jól látható a (6.7.11) összefüggésből (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$(n_e)_G = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{mG}{L} \right) \left(\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \right) + \frac{mG}{L} \right] \quad (6.7.11)$$

Ha tiszta a szolvens ($x_2=0$), akkor felírhatjuk:

$$(n_e)_G = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{mG}{L} \right) \frac{y_1}{y_2} + \frac{mG}{L} \right] \quad (6.7.12)$$

Látható tehát, hogy az abszorpciót az $\frac{y_1}{y_2} = \frac{Y^o}{Y}$ arányon túlmenően az $\frac{mG}{L}$ arány befolyásolja, amelyben az m az egyensúlyi görbe (egyenes) meredeksége.

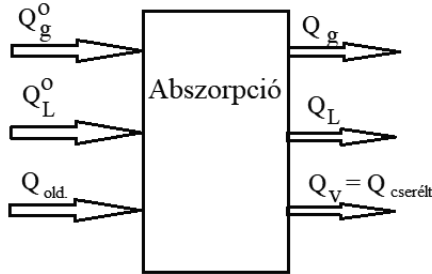
Colburn szerint az abszorpció akkor hatékony, ha az mG/L arány 0,7–0,8 közötti értékeket vesz fel (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Sinnott & Towler, 2009, 2012). Tehát ha az y_1/y_2 arány ismert (márpedig ez mindig az, mert a tisztítás hatásfoka feltételezetten teljesítve kell legyen), akkor a választott optimális arány ismeretében az anyagmérlegből kiszámítható a kilépő oldat töménysége, ami lehetővé teszi a szolvesszükséglet értékének becslését, és így a mérleg felállítását:

$$\begin{cases} \frac{mG}{L} = 0,7 \dots 0,8 \text{ (optimális)} \\ L \cdot x = G \cdot (y_1 - y_2) = G \cdot (y^o - y) \end{cases} \quad (6.7.13)$$

6.7.3. Anyag- és hőmérlegek

Adottak lévén a belépő és a kilépő áram, kiszámítható a kolonna anyagmérlege. Az anyagmérleg után kiszámítjuk a hőmérleget. Ehhez az anyagmérlegen és a paramétereiken kívül szükség van a fázisok és a komponensek termodinamikai tulajdonságaira (fajlagos hőkapacitás, oldódási hő). Ezeket a kézikönyvekből és a szakkönyvekből kiolvassuk, és a 6.7.3. táblázatban rendszerezzük. Majd az elvégzett számításokat a 6.7.4. táblázatban rögzítjük.

A hőmérleg elkészítéséhez figyelembe vesszük a 6.7.5. ábrán bemutatott hődiagramot.



6.7.5. ábra. Az abszorpció hődiagramja

A veszteségmentes hőmérleg felírható:

$$\sum_i Q_i^0 = \sum_f Q_f \quad (6.7.14)$$

$$Q_L^0 + Q_g^0 + Q_{old.} = Q_L + Q_g + (Q_{cserélt})$$

ahol:

$$Q_L^0 = m_L^0 c_{pL}^0 (T^0 - 273) \quad (6.7.15a)$$

$$Q_g^0 = n_{SO_2}^0 c_{pSO_2}^0 (T^0 - 273) + n_{O_2}^0 c_{pO_2}^0 (T^0 - 273) + n_{N_2}^0 c_{pN_2}^0 (T^0 - 273) \quad (6.7.15b)$$

$$Q_{oldodas} = G_{SO_2}^{adsz} \Delta H_{old} \quad (6.7.15c)$$

$$Q_L = m_L c_{pL} (T - 273) \quad (6.7.15d)$$

$$Q_g = n_{SO_2} (1 - \eta_{SO_2}) c_{pSO_2} (T - 273) + n_{O_2} c_{pO_2} (T - 273) + n_{N_2} c_{pN_2} (T - 273) \quad (6.7.15e)$$

6.7.3. táblázat. *A komponensek és fázisok fajlagos hőkapacitása*

| Komponens | Halmazállapot | Mértékegység | Összefüggés vagy érték |
|-----------|---------------|--------------|------------------------|
| SO_2 | Gáz | | |
| O_2 | Gáz | | |
| N_2 | Gáz | | |
| Víz | Folyadék | | |
| Oldat | Folyadék | | |

6.7.4. táblázat. *Anyagmérleg*

| Belépés | | | | | | | |
|----------|-----------|--------|---------|-------|-------------|-------------------|--------------------------------|
| Fázis | Komponens | n^o | x^o | m^o | \bar{x}^o | V^o | y^o |
| | | kmol/h | mol/mol | kg/h | kg/kg | m ³ /h | m ³ /m ³ |
| g | SO_2 | | | | | | |
| | O_2 | | | | | | |
| | N_2 | | | | | | |
| | Összesen | | | | | | |
| l | Víz | | | | | | |
| | Összesen | | | | | | |
| Összesen | | | | | | | |
| Kilépés | | | | | | | |
| Fázis | Komponens | n | x | m | \bar{x} | V | y |
| | | kmol/h | mol/mol | kg/h | kg/kg | m ³ /h | m ³ /m ³ |
| g | SO_2 | | | | | | |
| | O_2 | | | | | | |
| | N_2 | | | | | | |
| | Összesen | | | | | | |
| l | SO_2 | | | | | | |
| | Víz | | | | | | |
| | Összesen | | | | | | |
| Összesen | | | | | | | |

A hőmérleget megoldhatjuk adiabatikus üzemmódban, amikor a kilépő folyadék hőmérsékletét számítjuk, és izoterm üzemmódban, amikor a cserélt hőmennyiséget számítjuk. Mindkét esetre kitöltjük a hőmérlegnek megfelelő 6.7.5. és 6.7.6. táblázatokat.

6.7.5. táblázat. *Az abszorpció hőmérlege adiabatikus üzemmódban*

| Belépett hőmennyiség | | | Kilépett hőmennyiség | | |
|----------------------|-------------|------------------|----------------------|-------------|------------------|
| Jelölés | Érték, W | Részesedés, % | Jelölés | Érték, W | Részesedés, % |
| Q_L^o | | | Q_L | | |
| Q_g^o | | | Q_g | | |
| $Q_{oldódás}$ | | | Összesen | | |
| Összesen | | | | | |

6.7.6. táblázat. *Az abszorpció hőmérlege izoterm üzemmódban*

| Belépett hőmennyiség | | | Kilépett hőmennyiség | | |
|----------------------|-------------|------------------|----------------------|-------------|------------------|
| Jelölés | Érték, W | Részesedés, % | Jelölés | Érték, W | Részesedés, % |
| Q_L^0 | | | Q_L | | |
| Q_g^0 | | | Q_g | | |
| $Q_{oldódás}$ | | | $Q_{cserélt}$ | | |
| Összesen | | | Összesen | | |

6.7.4. A kolonna méretezése

6.7.4.1. A kolonnaátmérő meghatározása

Az átmérő kiszámítására a gázáramot vesszük figyelembe. A kontinuitás tételét alkalmazva felírható:

$$V_{\tau} = 0,785 \cdot D^2 \cdot w_f, \quad (6.7.16)$$

ahol: V_{τ} – a gázfázis térfogatárama, m³/s; D – a kolonna átmérője, m; w_f – az üres kolonnára viszonyított gázsebesség, m/s.

Az üres oszlopra viszonyított gázsebesség az elárasztási sebesség kb. 70–90%-a. Az elárasztási sebességet pedig több módszerrel is meghatározhatjuk, és pedig:

a) **Kafarov összefüggésére alapuló módszer** (Pavlov et al., 1972):

$$\lg \left[\frac{w^2 \cdot a \cdot \rho_g \cdot \eta_L^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot (\rho_L - \rho_g)} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{L_0^*}{G^*} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right)^{0,125} \quad (6.7.17)$$

ahol: a – a töltet fajfelülete, m^2/m^3 ; ρ_L, ρ_g – a folyadék, illetve a gázfázis sűrűsége, kg/m^3 ; η_L – a folyadék viszkozitása, cP vagy $\text{mPa}\cdot\text{s}$; ε – a töltet szabad térfogata/porozitása, m^3/m^3 ; g – a gravitációs gyorsulás, m/s^2 ; w – a gáz sebessége, m/s ; L_0^*, G^* – a folyadék, illetve a gáz tömegárama, kg/s .

b) **Sherwood–Lobo-módszer** (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

A w értékét az alábbi összefüggés segítségével számítjuk ki:

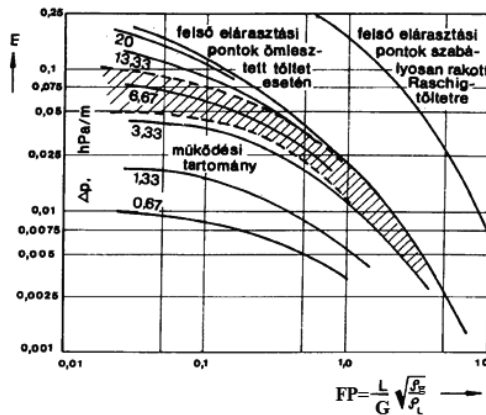
$$E = \frac{w^2 \cdot a \cdot \rho_g \cdot \eta_L^{0,2}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_L} \cdot \psi \quad (6.7.18)$$

ahol: a – a töltet fajfelülete, m^2/m^3 ; ρ_L, ρ_g – a folyadék, illetve a gázfázis sűrűsége, kg/m^3 ; η_L – a folyadék viszkozitása, cP vagy $\text{mPa}\cdot\text{s}$; ε – a töltet szabad térfogata/porozitása, m^3/m^3 ; g – a gravitációs gyorsulás, m/s^2 ; w – a gáz elárasztási sebessége, m/s ; ψ – az oldószer vízhez viszonyított sűrűsége (víz esetén: 1).

Az E értékét a 6.7.6. ábráról olvassuk le, miután meghatároztuk az $FP = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}}$ értéket.

Az elárasztási sebesség ismeretében kiszámítható az üres oszlopra viszonyított sebesség (w_p). Ezt ismerve, kiszámítjuk a kolonna átmérőjét (D), majd szabványosítjuk:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_\tau}{\pi \cdot w_f}}, \text{ m} \quad (6.7.19)$$



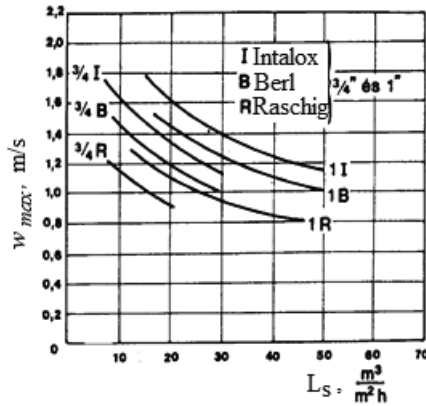
6.7.6. ábra. Az E értékének grafikus meghatározása (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

A szabványosított átmérővel kiszámítható az áramlási keresztmetszet, valamint az egységnyi felületre számított áram:

$$A_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \text{ m}^2 \quad (6.7.20)$$

$$L_s = \frac{L}{A_k}, \frac{\text{m}^3 \text{ szolvens}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \text{ vagy } \frac{\text{m}^3 \text{ szolvens}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \quad (6.7.21)$$

A 6.7.7. ábrát használva értékeljük, hogy jól van-e számítva az elárasztási sebesség.



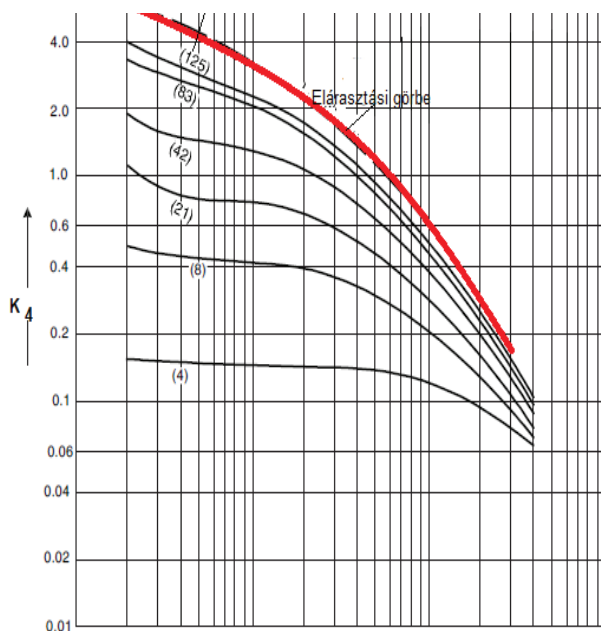
6.7.7. ábra. Az elárasztási áramsűrűség és a maximális sebesség kapcsolata néhány töltet esetében
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

Egy másik kontrollszámunk az L_s , amely a gyakorlati tapasztalatok szerint 60 és 90 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ között vesz fel értéket (Fonyó & Fábry, 1998, 2004).

A 6.7.8. ábrán látható, hogy a kolonna paramétereit úgy kell meghatározni, hogy a felső elárasztási görbe alatti értéket kapjunk, és az 1 méter vastag töltetre számított nyomásvesztés se legyen számottevő (például az ömlesztett töltetek esetén ez nem kell túlhaladja a 80 mm vízoszlop/m értéket, azaz 800 Pa alatti kell legyen, amikor az elárasztási sebesség értékének csak 80%-át érjük el). Általában a javasolt nyomásvesztés-értékek az abszorpció és a deszorpció esetében 15–50 mm vízoszlop/m. Ha a folyadék habzik, akkor ezen értékeket felezni kell.

Figyelembe véve a különböző töltőtestek összecsomagolási faktorát (lásd a 6.7.7. táblázatot), a számított FP érték függvényében a 6.7.8. ábra segítségével meg lehet határozni a (6.7.22) összefüggés K_d állandóját, amely lehetővé teszi a gáz áramsűrűség ($j_g = G/A_k$) értékének becslését:

$$K_4 = \frac{13,1 \cdot \left(\frac{G}{A_k}\right)^2 \cdot FP \cdot \left(\frac{\eta_l}{\rho_l}\right)^{0,1}}{\rho_g \cdot (\rho_l - \rho_g)} \quad (6.7.22)$$



6.7.8. ábra. A K_4 tényező értéke az FP függvényében (Sinnott & Towler, 2009, 2012)

6.7.7. táblázat. Néhány töltőtest mutatói (Sinnott & Towler, 2009, 2012)

| Töltőtest típusa | Méret, mm | Ömlesztett sűrűség, kg/m ³ | Fajfelület, m ² /m ³ | FP érték, m ⁻¹ |
|-----------------------|-----------|---------------------------------------|--|---------------------------|
| Raschig kerámiagyűrűk | 13 | 881 | 368 | 2100 |
| | 25 | 673 | 190 | 525 |
| | 38 | 689 | 128 | 310 |
| | 51 | 651 | 95 | 210 |
| | 76 | 561 | 69 | 120 |

| Töltőtest típusa | Méret, mm | Ömlesztett sűrűség, kg/m ³ | Fajfelület, m ² /m ³ | FP érték, m ⁻¹ |
|-------------------------|-----------|---------------------------------------|--|---------------------------|
| Raschig fémgyűrűk | 13 | 1201 | 417 | 980 |
| | 25 | 785 | 207 | 375 |
| | 38 | 625 | 141 | 270 |
| | 51 | 593 | 102 | 190 |
| | 76 | 400 | 72 | 105 |
| Pall-fémgyűrűk | 25 | 481 | 210 | 160 |
| | 32 | 385 | 128 | 92 |
| | 51 | 353 | 102 | 66 |
| Pall-műanyag gyűrűk | 16 | 112 | 341 | 320 |
| | 25 | 88 | 207 | 170 |
| | 38 | 76 | 128 | 130 |
| | 51 | 68 | 102 | 82 |
| | 89 | 64 | 85 | 52 |
| Intalox kerámia-nyergek | 13 | 737 | 480 | 660 |
| | 25 | 673 | 353 | 300 |
| | 38 | 352 | 194 | 170 |
| | 51 | 609 | 108 | 130 |
| | 76 | 577 | 72 | 90 |

Ajánlás: nagy átmérőjű kolonna esetében nagyobb tölteteket (50 mm vagy az feletti), kisebbnél kisméretű tölteteket használjunk, azaz 0,3 m átmérőig 25 mm alatti, 0,3 és 0,9 m közötti átmérőjű kolonnánál 25–38 mm-est, 0,9 m átmérő felett 50 mm feletti tölteteket.

Az áramsűrűség, G/A_k (kg/(m²s) és a G (kg/s) érték ismeretében, meghatározható az áramlási keresztmetszet (A_k , m²), és abból a D (m) kolonnaátmérő.

6.7.4.2. A töltetmagasság meghatározása

Az abszorpciós oszlopok esetén a töltetmagasságot több módszer segítségével határozhatjuk meg (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Pavlov et al., 1972; Sinnott & Towler, 2009, 2012; Mămăligă & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020):

- az anyagátbocsátási felület segítségével,
- az elméleti egységyszám és az egységmagasság (HETP) segítségével,
- Chilton–Colburn NTU* és *HTU* módszerével,
- Onda*-módszerrel,
- nomogramra alapuló módszerrel.

Ezek közül a gyakorlatban a legelterjedtebb az elméleti egységszámra /egy elméleti fokozatnak megfelelő magasságra alapuló (HETP) és a Chilton–Colburn NTU-HTU módszere. Ömlesztett töltetek esetén tanácsos olyan HETP-összefüggést választani, amelyek konstansainak értékeit a számítandó esethez hasonló tulajdonságú közegekkel és hasonló terhelési paramétereken végzett mérések szolgáltatták. A különböző módszerekkel meghatározott kolonnamagasság között számolni kell az eltérésekkel, amelyek sokszor számottevők is lehetnek.

a) Az anyagátbocsátási felület módszere:

A töltetes oszlopok esetén a töltetmagasság és az át bocsátási felület között a következő összefüggés írható fel:

$$F = V \cdot a \cdot f = A_k \cdot H \cdot a \cdot f \Rightarrow H = \frac{F}{A_k \cdot a \cdot f}, \text{ m} \quad (6.7.23)$$

ahol: F – az anyagátbocsátási felület, m^2 ; A_k – a töltet keresztmetszetének a területe, m^2 ; a – a töltet fajfelülete, m^2/m^3 ; f – a nedvesített felület és az összfelület aránya; H – a töltet magassága, m ; V – a töltet térfogata, m^3 .

Az anyagátadási felületet (F) az alábbi összefüggésekkel számítjuk ki:

$$F = \frac{N_A^{absz}}{K_G \cdot \Delta Y_{\text{át}}} = \frac{G_A^{absz}}{K_G \cdot \Delta Y_{\text{át}}} \quad (6.7.24a)$$

$$F = \frac{N_A^{absz}}{K_L \cdot \Delta X_{\text{át}}} = \frac{G_A^{absz}}{K_L \cdot \Delta X_{\text{át}}} \quad (6.7.24b)$$

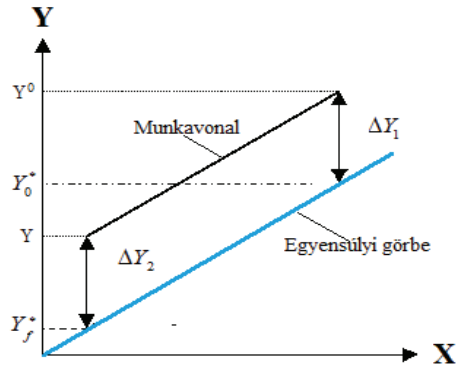
ahol: $\Delta Y_{\text{át}}$, $\Delta X_{\text{át}}$ – a gázra, illetve a folyadékra viszonyított átlagos hajtóerő; K_G , K_L – a gázra, illetve a folyadékra viszonyított anyagátbocsátási tényezők, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$.

Az anyagátadás hajtóerejét egyensúlyi egyenes esetén az alábbi összefüggésekkel számítjuk:

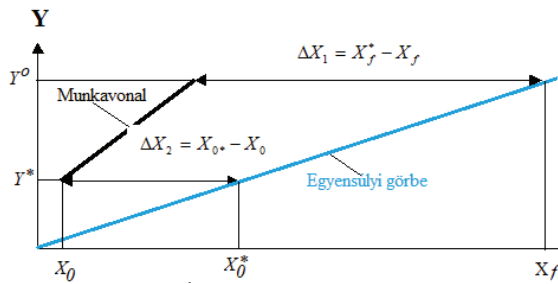
$$\Delta Y_{\text{át}} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} \quad (6.7.25a)$$

$$\Delta X_{\text{át}} = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}} \quad (6.7.25b)$$

A számításhoz szükséges hajtóerőket a 6.7.9. és 6.7.10. ábrák segítségével határozzuk meg.



6.7.9. ábra. A gázoldali hajtóerő

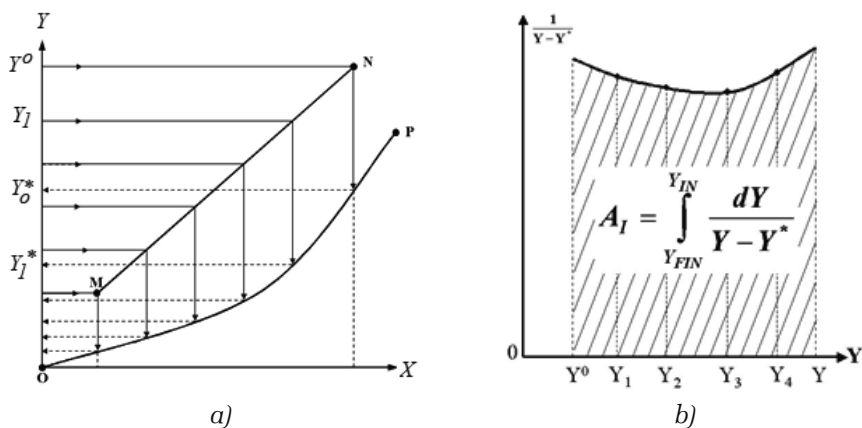


6.7.10. ábra. A folyadékoldali hajtóerő

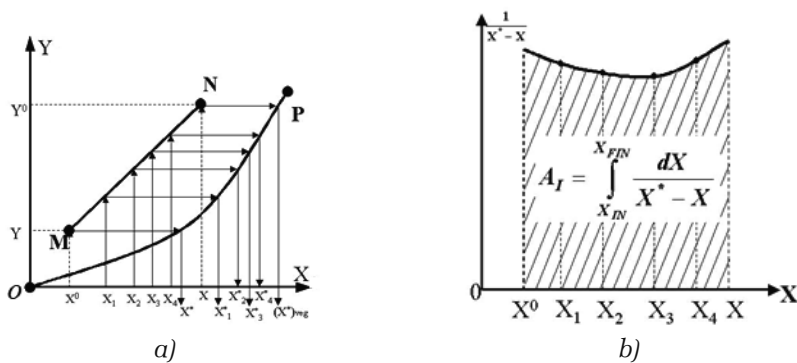
Amikor mind a munkavonal, mind az egyensúlyi görbe egyenes, akkor az integrál számítása analitikusan is elvégezhető. Ilyenkor az átlagos koncentrációkülönbséget a (6.7.25a) és (6.7.25b) összefüggés írja le. Ilyen összefüggést alkalmazunk bármely koncentráció esetén, mind a gázfázisra, mind a folyadékfázisra kifejezve.

Amikor azonban az egyensúlyt leíró összefüggés egy görbe, akkor grafikus módszer segítségével határozzuk meg a hajtóerőt. Ehhez először megszerkesztjük az $Y \leftrightarrow X$ koordináta-rendszerben a munkavonalat és az egyensúlyi görbét. Míg a munkavonal megszerkesztésére szükséges a két fázis kezdeti, illetve végső koncentrációja, az egyensúlyi görbét mérési adatokból vagy más összefüggések segítségével rajzoljuk meg. A kezdeti és végső Y értékek között kiválasztunk néhány pontot. A munkavonal segítségével meghatározzuk az ezeknek megfelelő X értékeket, az egyensúlyi görbe alkalmazásával pedig az X értékeknek megfelelő Y^* értékeket (lásd a 6.7.11.a. ábrát).

Ezután kiszámítjuk minden pontnak megfelelően az $1/(Y - Y^*)$ értékeket, és megrajzoljuk az $1/(Y - Y^*) \leftrightarrow Y$ görbét. Ennek segítségével meg lehet határozni az integrál értékét (lásd a 6.7.11.b. ábrát) és végül a hajtóerő értékét.



6.7.11. ábra. A gázoldali hajtóerő meghatározása



6.7.12. ábra. A folyadékoldali hajtóerő meghatározása

Amikor a folyadék fázisra viszonyítjuk a hajtóerőt, akkor először megszerkesztjük az $Y \leftrightarrow X$ koordináta-rendszerben a két görbét, az egyensúlyit és a munkavonalat (6.7.12.a. ábra). Azután meghatározzuk a kiválasztott pontoknak megfelelő X^* értékeket. Ezek segítségével megrajzoljuk az $1/(X^* - X) \leftrightarrow X$ görbét és kiszámítjuk az integrál értékét, mint a görbe, a kezdeti, illetve a végső koncentráció közötti felület értékét:

$$\Delta X_{atl.} = \frac{X^0 - X}{A} \quad (6.7.26)$$

A K_G , K_L értékeket az alábbi összefüggésekkel számítjuk ki:

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{\beta_G} + \frac{H}{\beta_L}} \quad (6.7.27a)$$

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{H \cdot \beta_G} + \frac{1}{\beta_L}} \quad (6.7.27b)$$

ahol: H – a Henry-állandó, vagyis az $Y=m \cdot X$ egyensúlyi görbe meredeksége; β_G, β_L – a gázréteg és a folyadék réteg anyagátadási tényezői, m/s.

A gáz és a folyadék fázisban fellépő anyagátadási tényezők (β_G, β_L) meghatározása:

A számítás kritériális összefüggéseken alapszik. Ilyen összefüggéseket tartalmaznak a 6.7.8. és a 6.7.9. táblázatok.

A táblázatokban feltüntetett összefüggések a közegetulajdonságoktól és a töltet jellemzőitől függenek. Ezeket az adatokat (például: a kén-dioxid diffúziós tényezőit gázban és oldatban, a Raschig-gyűrűk fajfelületét, a , és szabad térfogatát, V_{szabad} , valamint a közegek tulajdonságait) a szakkönyvek segítségével határozzuk meg.

Ismerve az anyagátadási tényezők értékét, kiszámítható az anyagátbocsátási tényező és abból a felület, illetve a megfelelő töltet magassága.

6.7.8. táblázat. Dimenziómentes számokra alapuló összefüggések a gázfázisú anyagátadási tényező számítására

(Tudose et al., 1990; Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Green & Perry, 1997, 2008; Pavlov et al., 1972; Sinnott & Towler, 2009, 2012; Mámáligá & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020; Nitsche & Gbadamosi, 2017)

| Összefüggés | Alkalmazási lehetőség |
|--|---|
| $Sh_G = C \cdot Re_G^{0,8} \cdot Sc_G^{0,33}$ | $C = 0, 1 \dots 0, 2$; Raschig-gyűrű |
| $Sh_G = 0,69 \cdot Re_G^{0,59} \cdot Sc_G^{0,33}$ | $0 < Re_G < 1000$; Raschig-gyűrű |
| $\beta_G = 0,035 \frac{D_{A_i}}{d_e} \cdot Re_G^{0,75} \cdot Sc_G^{0,5}$ | Könnyen oldódó gáz esetén; $Re_G > 300$; Raschig-gyűrű |

| Összefüggés | Alkalmazási lehetőség |
|--|--|
| $\beta_G = 0,015 \frac{D_A}{d_e} \cdot \text{Re}_G^{0,9} \cdot \text{Sc}_G^{0,5}$ | Könnyen oldódó gáz esetén; $\text{Re}_G > 300$; Raschig-gyűrű |
| $\beta_G = 1,92 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{D_A}{RTd_e} \cdot \left(\frac{d_e}{g} q_G\right)^{0,59} \cdot \text{Sc}^{0,33}$ | $100 < \frac{d_e}{g} q_G < 10000$; $0,01 < d_e < 0,05$ m; Berl nyereg |
| $\beta_G \cdot a = 0,0994 \cdot q_G^{0,7} \cdot q_L^{0,25}$, $q - \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}; \beta_G \cdot a - \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{atm}}$ | $q_G = 320 \dots 4150$ kg SO ₂ gáz/m ² h; $q_L = 4400 \dots 58500$ kg folyadék/m ² h; Raschig-gyűrű |
| $\frac{1}{K_G \cdot a} = \frac{0,00176}{w_G^{0,8}} + 0,035$ | $K_G \cdot a - \text{kmol/m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{atm}$; Raschig-gyűrű |

6.7.9. táblázat. *Dimenziómentes számokkal kifejezett összefüggések a folyadékoldali anyagátadási tényező számítására*

(Tudose et al., 1990; Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Green & Perry, 1997, 2008; Pavlov et al., 1972; Sinnott & Towler, 2009, 2012; Mămăligă & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020; Nitsche & Gbadamosi, 2017)

| Összefüggés | Alkalmazási lehetőség |
|---|--|
| $Sh_L = 0,32 \cdot \text{Re}_L^{0,59} \cdot \text{Sc}_L^{0,59} \cdot Ga_L^{0,17}$ | $\text{Re}_L = \frac{\rho_L w_L d_{\text{egy}}}{\eta_L}; \text{Re}_L = \frac{q_L d_{\text{egy}}}{\eta_L};$ $Sc_L = \frac{\eta_L}{\rho_L D_{\text{SO}_2, L}};$ $Ga_L = \frac{d_e^3 g}{v_L^2}$ |
| $Sh_L = \frac{\beta_L \delta_L}{D_{\text{SO}_2, L}}$ | $\delta_L = \sqrt[3]{\frac{\eta_L^2}{\rho_L^2 g}}$ |
| $Sh_L = 0,015 \cdot \text{Re}_L^{0,66} \cdot \text{Sc}_L^{0,33}$ | $d_{\text{egy}} = \frac{4A}{\Pi} = \frac{4A \frac{H}{V}}{\Pi \frac{H}{V}} = \frac{4 \cdot V_{\text{szabad}}}{a}$ |

| Összefüggés | Alkalmazási lehetőség |
|--|--|
| $Sh_L = C \cdot Re_L^m \cdot Sc_L^n$ $Sh_L = \frac{\beta_L \delta_L}{D_L}$ | $Re_L = \frac{4q_L}{d_e \eta_L}; q_L = \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{h}}; \delta_L = \sqrt[3]{\frac{\eta_L^2}{\rho_L^2 g}}$ <p>A C, m, n értékeket a 6.7.10. táblázatból olvassuk ki.</p> |
| $\beta_L \cdot a = b \cdot q_L^{0,85}, \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{atm}}$ | $q_L = 4400 \dots 585000 \text{ kg folyadék}/(\text{m}^2 \text{h});$ <p>T=283 K → b=0,0093; T=293 K → b=0,0116; T=303 K → b=0,0143</p> |
| $\beta_L = 39,5 \frac{D_A^{0,65}}{\eta_L} g \cdot \rho_L \left(\frac{g \cdot \rho_L}{a} \right)^{0,07} \cdot \left(\frac{d_t}{h_t} \right)^{0,33}$ | |
| ahol: d_t, h_t – a gyűrűs töltet mérete | |

6.7.10. táblázat. A, C, m és n értékek (Gavrila & Zichil, 2000)

| Töltettípus | Töltetméret, mm | C | m | N | $q_L, \text{kg}/(\text{m}^2 \text{h})$ |
|-------------|-----------------|-------|------|-----|--|
| Raschig | 25–50 | 0,006 | 0,78 | 0,5 | 980–156160 |
| Raschig | 12–50 | 0,013 | 0,5 | 0,5 | $q_L > 380$ |
| Nyereg | 12–37 | 0,007 | 0,72 | 0,5 | 980–156160 |

b) Az elméleti egységyszám módszere:

Az abszorpciós kolonnában levő töltet magassága a következőképpen definiálható:

$$H_{\text{töltet}} = n_e \cdot h_e, \quad (6.7.28)$$

ahol: n_e – az elméleti egységek száma, h_e – az egyenértékű magasság.

Az elméleti egységek számát meghatározhatjuk grafikusán (lépcsőzés módszerrel), vagy, ha az egyensúlyi görbe egyenes, akkor analitikusan az m meredekség ismeretében (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

$$n_e = \frac{\lg \left[\frac{y_{N+1} - m \cdot x^o \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}}{y_1 - m \cdot x^o \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}} \right]}{\lg A}, \quad (6.7.29)$$

ahol: A – abszorpciós faktor: $A = \frac{L}{G} \frac{1}{m}$.

$$(n_e)_G = \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{mG}{L} \right) \left(\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \right) + \frac{mG}{L} \right] \quad (6.7.30)$$

$$(n_e)_L = \frac{1}{1 - \frac{L}{mG}} \ln \left[\left(1 - \frac{L}{mG} \right) \left(\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} \right) + \frac{L}{mG} \right] \quad (6.7.31)$$

Az egységnyi magasság értékét a következő összefüggésekkel számíthatjuk:

$$h_e = 200 \left(\frac{V_{szabad}}{a} \right)^{1,2} \frac{1}{w_f^{0,4}} \quad (6.7.32)$$

$$h_e = \frac{\ln \frac{L}{mG}}{K_G \cdot a \cdot A_k \cdot \left(1 - \frac{mG}{L} \right)} \quad (6.7.33)$$

$$h_e = \frac{G}{K_{Ga} \cdot A_k} \quad (6.7.34)$$

ahol: a – töltet fajfelülete, m^2/m^3 ; L és G – az oldószer, illetve az inert gáz mólárama, $kmol/h$; K_G – a gázfázisra számított anyagátbocsátási tényező, $kmol/m^2h$; K_{Ga} – egységnyi töltettérfogatra számított anyagátbocsátási tényező, $kmol/m^3h$; A_k – az oszlop keresztmetszete, m^2 ; m – az egyensúlyi görbe meredeksége; V_{szabad} – a töltet szabadterfogata, m^3/m^3 ; w_f – az üres oszlopra vonatkoztatott gázsebesség, m/s .

c) Chilton–Colburn-módszer (Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Green & Perry, 1997, 2008; Sinnott & Towler, 2009, 2012; Mămăligă & Petrescu, 2004; de Haan et al., 2020; Nitsche & Gbadamosi, 2017):

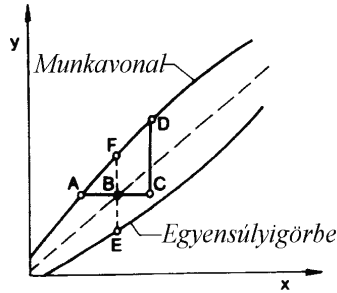
$$H_{töltet} = (HTU)_G (NTU)_G \quad \text{vagy} \quad H_{töltet} = (HTU)_L (NTU)_L \quad (6.7.35a \text{ és } b)$$

A HTU a hatékonyságmutató is, hisz minél kisebb az egységmagasság, annál hatékonyabb a töltet. Az NTU pedig a szétválasztást ábrázolja. Minél nagyobb a szétválasztási fok, annál több egységre van szükség, tehát annál nagyobb a kolonna magassága.

Ha az egyensúlyi görbe egy egyenes, akkor a (6.7.36) összefüggéssel számítjuk ki az egységek számát (Fonyó & Fábry, 1998, 2004):

$$(NTU)_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{\text{ait}}} = \frac{y_1 - y_2}{\frac{y_1 - y_2}{\ln \frac{y_1 - y_1^*}{y_2 - y_2^*}}} \quad (6.7.36)$$

Ha az egyensúlyi görbe nem egyenes, akkor az egységek számát lépcsőzések módszerrel integrálással vagy nomogram segítségével számítjuk. A munkavonal és az egyensúlyi görbe közötti zónába megrajzoljuk a segédvonalat, oly módon, hogy a két vonal közötti részt megfelezzük (lásd a 6.7.13. ábrát).



6.7.13. ábra. Anyagátviteli egységszám meghatározása lépcsőzések szerkesztéssel (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

A szerkesztésnél, az A pontból kiindulva vízszintes irányba egyenest rajzolunk, majd az AB szakaszt felvéve az A-ból kiinduló vízszintesre megkapjuk a C pontot. Az E-ből függőlegest húzva a munkavonalig megkapjuk az F pontot. A töltelék oszlopnak az ACD háromszöggel jellemzett szakaszán a létrejövő koncentrációváltozás megegyezik az átlagos hajtóerővel. Tehát az oszlop e szakasza egy átviteli egységnek felel meg. A kívánt koncentrációig megrajzolt háromszögek száma megfelel az átviteli egységek számával.

d) Onda módszere (Sinnott & Towler, 2009, 2012):

Az első lépésben kiszámítjuk az effektív öntözött felületet:

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \text{Exp} \left[-1,45 \cdot \left(\frac{\sigma_{sz,a}}{\sigma_L} \right)^{0,75} \cdot \left(\frac{j_L}{a \cdot \eta_L} \right)^{0,1} \cdot \left(\frac{j_L^2 \cdot a}{\rho_L^2 \cdot g} \right)^{-0,05} \cdot \left(\frac{j_L^2}{\rho_L \cdot \sigma_L \cdot a} \right)^{0,2} \right] \quad (6.7.37)$$

Ezt követően számítsuk ki a k_L és a k_G értékét:

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\eta_L \cdot g} \right)^{1/3} = 0,0051 \cdot \left(\frac{j_L}{a_w \cdot \eta_L} \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{\eta_L}{\rho_L D_{SO_2,L}} \right)^{-0,5} \cdot (a \cdot d_p)^{0,4} \quad (6.7.38)$$

$$k_G = 5,23 \cdot \left(\frac{j_G}{a \cdot \eta_G} \right)^{0,7} \cdot \left(\frac{\eta_G}{\rho_G \cdot D_{SO_2,G}} \right)^{0,33} \cdot (a \cdot d_p)^{-2} \cdot \frac{a \cdot D_{SO_2,G}}{RT} \quad (6.7.39)$$

Ismerve a két közeg áramsűrűségét (j_L, j_G), kiszámítható a folyadékoldali és a gázoldali magasság (h_L, h_G):

$$h_L = \frac{j_L}{a_w k_L C_i} \quad (6.7.40)$$

$$h_G = \frac{j_G}{a_w k_G p} \quad (6.7.41)$$

Majd, ezek ismeretében, az elméleti összmagasság:

$$H_G = h_G + 0,8 \cdot h_L \quad (6.7.42)$$

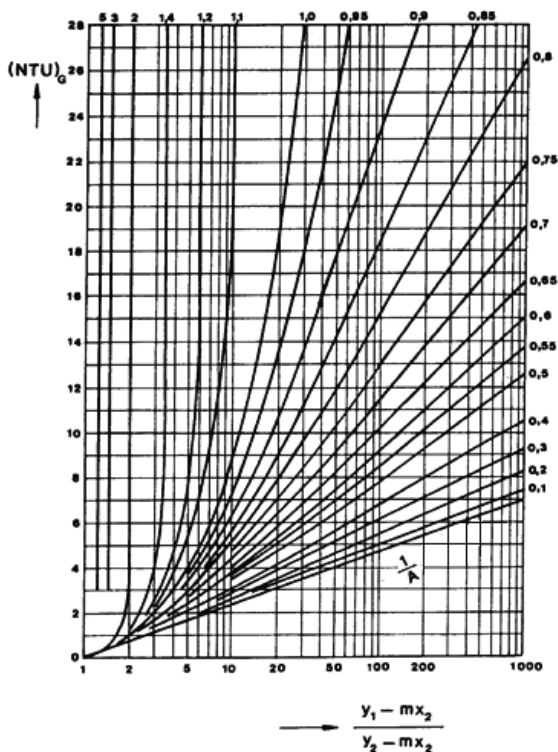
Ismerve az elméleti egységszámot (n_e), a kolonnatöltet magassága:

$$H = n_e \cdot H_G \quad (6.7.43)$$

e) Nomogramra alapuló módszer:

Ílyenkor a 6.7.14. ábrán feltüntetett nomogramot használjuk. Ezért először

kiszámítjuk: $\frac{1}{A} = \frac{mG}{L} = \frac{mV}{L}$ és $\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}$, ahol az y_1 és y_2 – a belépő, illetve a kilépő gáz móltörtje, x_2 – a belépő folyadék móltörtje.



6.7.14. ábra. Nomogram az átviteli egységszám meghatározására (Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

6.7.4.3. A kolonna belső szerkezetének tervezése

Ha a kiszámított H érték nagyobb, mint 5 m, akkor a töltetet több rétegre osztjuk. A rétegmagasságot az oszlop átmérőjétől függően választjuk a 6.7.11. táblázat szerint.

6.7.11. táblázat. A rétegmagasság és az oszlopátmérő közötti összefüggés
(Tudose et al., 1990)

| | | | | |
|--------------------------|--------------|-------------|-------------|-------------|
| Oszlopátmérő, D , m | 0,4 | 0,5–1,2 | 1,4–2,2 | 2,4–3 |
| Rétegmagasság, h_r , m | $10 \cdot D$ | $6 \cdot D$ | $3 \cdot D$ | $2 \cdot D$ |

Így az oszlop végleges magassága egyenlő lesz a töltetrétegek magasságának (h_r), a rétegek közti távolság (h_3), a felső réteg és a kolonna tető közti távolság (h_1) és az alsó réteg és a kolonnafenek közti távolság (h_2) összegével (Tudose et al., 1990; Pavlov et al., 1972; Maidargi, 2012), vagyis:

$$H_K = n \cdot h_r + (n-1) \cdot h_3 + h_1 + h_2 \quad (6.7.44)$$

ahol: $h_1 = 1 \dots 1,5$ m; $h_2 = 1 \dots 2$ m; $h_3 = 0,5 \dots 1$ m.

A közegek be- és kivezetésére szolgáló csanakok számítására a kontinuitás tételét alkalmazzuk, ahol a sebességeket a 6.7.12. táblázatból választjuk.

– A gáz belépésére és kilépésére szolgáló csanak:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V_\tau}{w \cdot \pi \cdot \rho_g}} \quad (6.7.45)$$

ahol: a gőzsebességet kb. 10...20 m/s között vesszük.

– A belépő és kilépő folyadék csanak átmérője:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot m_\tau}{w \cdot \pi \cdot \rho_{\text{víz}}}} \quad (6.7.46)$$

ahol: a folyadék sebességét kb. 1...2,5 m/s között választjuk.

6.7.12. táblázat. Közegek áramlási sebességei
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004; Sinnott & Towler, 2009, 2012)

| Áramló közeg | Sebességértékek, m/s |
|------------------------------------|----------------------|
| Tartályból való kifolyási sebesség | $w = C * \sqrt{2gh}$ |
| Szabadon áramló folyadékok | 0,1–0,5 |
| Kényszeráramlású folyadékok | 0,5–2,5 |
| Szabadon áramló gázok | 2–4 |

| Áramló közeg | Sebességértékek, m/s |
|--|----------------------|
| Kényszer-alacsonynyomáson áramló gázok | 5–20 |
| Kisnyomású gázok és gőzök | 15–40 |
| Közepes nyomású gázok és gőzök | 40–60 |

Végül kiszámítjuk az oszlop tömegét, figyelembe véve szerkezeti anyagának minőségét és geometriai méreteit.

6.7.5. A kolonnatöltet ellenállásának becslése

A nyomásveszteség (Δp) számítására több lehetőség is van.

a) Zsavoronkov összefüggése (Pavlov et al., 1972):

$$\Delta p = \theta \left[\lambda \frac{H_{\text{tölt}}}{d_{\text{egy}}} \rho_g \varepsilon \frac{w_f^2}{2} \right], \text{ Pa} \quad (6.7.47)$$

ahol: $H_{\text{tölt}}$ – a töltetmagasság, m; d_{egy} – egyenértékű átmérő ($d_{\text{egy}} = 4 \cdot \varepsilon / a$), m; ρ_g – a gáz átlagos hőmérsékleten vett sűrűsége, kg/m³; a – a töltet fajlagos felülete, m²/m³; ε – a töltött oszlop porozitása, m³/m³; λ – a Re-szám függvényében számított súrlódási tényező [lásd a (6.7.48) összefüggésnél]; θ – az öntözés függvényében számított együttható [lásd a (6.7.49) összefüggést].

A gázáramlásra jellemző Re-szám ($\text{Re}_G = \frac{\rho_G w_G d_\varepsilon}{\eta_G}$) függvényében a súrlódási tényező értékét az alábbiak szerint számítjuk:

$$\text{Re}_G < 40 \Rightarrow \lambda = \frac{140}{\text{Re}_G} \quad (6.7.48)$$

$$\text{Re}_G > 40 \Rightarrow \lambda = \frac{16}{\text{Re}_G^{0,2}}$$

Az öntözés függvényében számított együttható értékének kiszámítása:

$$\theta = \frac{1}{(1-A)^3} \quad (6.7.49)$$

ahol: $A = 3 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{L}{\rho_L}\right)^2 \left(\frac{a}{v_L}\right) \left(\frac{b}{2g}\right)}$, $b = \frac{1,74}{\text{Re}_L}$, $\text{Re}_L = \frac{4L}{\eta_L a}$, amelyben: L – az öntözési

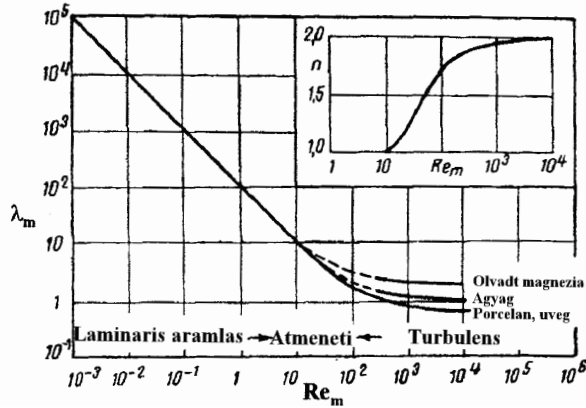
áramsűrűség, kg/(sm²); ρ_L , η_L – a folyadék átlagos hőmérsékleten vett sűrűsége, kg/m³, illetve viszkozitása, Pa·s; a , v_L – a töltet fajfelülete, illetve szabadtérfogata (m³/m³); g – gravitációs gyorsulási állandó, m/s².

b) Leva-féle összefüggés (Gavrilă & Zichil, 2000):

$$\Delta p = \lambda_m \frac{H_{olt}}{d_e} \cdot \frac{\rho_g w_G^2}{2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^{3-n}}{\varepsilon^3 \varphi^{3-n}} \quad (6.7.50)$$

ahol: λ_m – módosított súrlódási tényező, melynek értékét az n értékével együtt a

6.7.15. ábra segítségével határozzuk meg a $Re_m = \frac{\rho_G w_G d_e}{\eta_G}$ függvényében.



6.7.15. ábra. A módosított súrlódási tényező és az n tényező függése a Re -számtól

(Gavrilă & Zichil, 2000)

A folytonos fázis nyomásvesztésének számítására a gáz fiktív sebessége helyett a következő összefüggéssel kiszámított sebességgel is dolgozhatunk:

$$w = \frac{w_{fiktív}}{e^\beta} \quad (6.7.51)$$

ahol: a β értékeit a 6.7.13. táblázatban tüntettük fel.

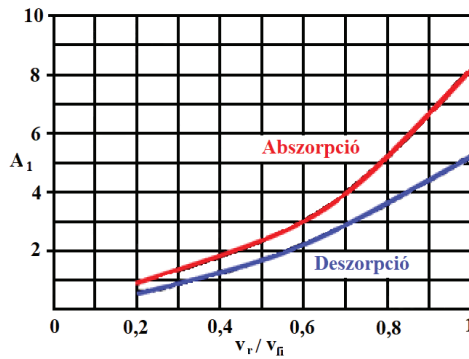
6.7.13. táblázat. A β értékei a részecske méretének függvényében

| d_p , mm | β | d_p , mm | β | d_p , mm | β |
|------------|---------|------------|---------|------------|---------|
| 0,05 | 3,30 | 1,00 | 2,16 | 20,0 | 1,56 |
| 0,10 | 3,00 | 2,00 | 1,97 | 50,0 | 1,47 |
| 0,20 | 2,73 | 5,00 | 1,78 | 100 | 1,41 |
| 0,50 | 2,40 | 10,0 | 1,66 | | |

c) **Kafarov összefüggése** (Pavlov et al., 1972):

$$\frac{\Delta p_{nedves}}{H} = \frac{\Delta p_{szaraz}}{H} \left\{ 1 + A_1 \left[\left(\frac{m_L}{m_G} \right)^{1,8} \left(\frac{\eta_L}{\eta_G} \right)^{0,2} \frac{\rho_L}{\rho_G} \right]^\alpha \right\} \quad (6.7.52)$$

ahol: az m_L és az m_G – a folyadék, illetve a gáz tömegárama, kg/s; A_1 – a gáz fiktív sebessége és az elárasztási fiktív sebesség értékének arányában a 6.7.16. ábra segítségével meghatározandó állandó.



6.7.16. ábra. Az A_1 tényező meghatározása (Gavrilá & Zichil, 2000)

6.7.6. Számítási példa

Abszorpciós kolonna méreteinek meghatározása

Számítsuk ki az abszorpciós oszlop töltetének a méretét, ismerve az alábbi adatokat:

- a gáz térfogatárama: 2600 m³/h;
- a gáz célkomponens tartalma 2,17 %(V/V), sűrűsége 1,265 kg/m³, viszkozitása $\eta_g = 1,816 \cdot 10^{-5}$ Pa·s;
- a víz tulajdonságai: sűrűség: 998 kg/m³, viszkozitás 1,005 cP;
- a célkomponens diffúziós tényezői és Sc-számai:

$$D_{SO_2,G} = 1,2194 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}; Sc_g = 1,177; D_{SO_2,L} = 1,469 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}; Sc_l = 685;$$

- a Henry-állandó: $H=29,6$;
- a célkomponens transzformációs foka 94%;
- a Raschig-gyűrű jellemzői: $a = 87,5 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$, $V_{szabad} = 0,69 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}$.

Megoldás:

Először kiszámítjuk a belépő gáz és a kilépő gáz jellemző adatait:

– belépő kén-dioxid-mentes áram (lásd a (6.7.1) összefüggést):

$$G = \frac{V^o}{V_m} (1 - y_{SO_2}^o) = \frac{2600}{22,41} (1 - 0,0217) = 113,5 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

– abszorbeált kén-dioxid:

$$G_{SO_2}^{absz} = \frac{V^o}{V_m} y^o \eta = \frac{2600 \cdot 0,0217 \cdot 0,94}{22,41} = 2,366 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

– a gázfázisban maradt kén-dioxid:

$$G_{SO_2} = \frac{V^o}{V_m} y^o (1 - \eta) = \frac{2600}{22,41} \cdot 0,0217 \cdot (1 - 0,94) = 0,151 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

– a belépő, illetve a kilépő gáz mólaránya:

$$Y^o = \frac{y^o}{1 - y^o} = \frac{0,0217}{1 - 0,0217} = 0,02218$$

$$Y = \frac{G_{SO_2}}{G} = \frac{0,151}{113,5} = 0,00133$$

Kiszámítjuk az abszorpcióhoz szükséges vizet. Ezért a belépő gáznak (2,17% SO_2) megfelelő egyensúlyi értéket leolvassuk az $Y=f(X)$ egyensúlyi görbéről vagy annak egyenletéről:

Legyen a Henry-állandóval meghatározott egyensúlyi görbe: $y = 29,6 \cdot x$.

Innen a 2,17% SO_2 -nak megfelel: $0,0217/29,6 = 0,000733$ egyensúlyi érték.

Felírva az anyagmérleget, kiszámítható a minimális szolvensszükséglet (L_{\min}):

$$G_{SO_2}^{absz} = L_{\min} (X_{SO_2}^e - X_{SO_2}^o) \Rightarrow L_{\min} = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{X_{SO_2}^e - X_{SO_2}^o} = \frac{2,366}{0,000733 - 0} = 3227,83 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Mivel $L_o = \alpha \cdot L_{\min}$ és $\alpha = 1,1 \dots 1,5$, a valós szolvensszükséglet (ha $\alpha = 1,24$):

$$L_v = 1,24 \cdot 3227,83 = 4000 \text{ kmol/h és } x_f = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{L_v} = \frac{2,366}{4000} = 0,0005915 \frac{\text{mol } SO_2}{\text{mol szolvens}}$$

A kolonna átmérőjének kiszámítása:

Kafarov összefüggése segítségével meghatározzuk az előntési sebesség értékét.

Ehhez helyettesítsük be a példában megadott adatokat a (6.7.17) összefüggésbe:

$$\lg \left[\frac{w^2 \cdot 87,5 \cdot 1,265 \cdot 1,005^{0,16}}{9,81 \cdot 0,69^3 \cdot (998 - 1,265)} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{4000 \cdot 18}{2600 \cdot 1,265} \right)^{0,25} \left(\frac{1,265}{998 - 1,265} \right)^{0,125}$$

Innen az előntési sebesség értéke: $w = 0,83$ m/s.

Az üres oszlopra vonatkoztatott fiktív gázsebesség pedig:

$$w_f = 0,7 \cdot 0,83 = 0,581 \text{ m/s.}$$

Az oszlop átmérőjét és keresztmetszetét a (6.7.19), illetve a (6.7.20) összefüggéssel számítjuk ki:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_r}{\pi \cdot w_f}} = \sqrt{\frac{4 \cdot \frac{2600}{3600}}{\pi \cdot 0,581}} = 1,26 \text{ m.}$$

Az áramlási keresztmetszet:

$$A_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0,785 \cdot 1,26^2 = 1,246 \text{ m}^2.$$

Az öntözési áramsűrűség pedig (6.7.21):

$$L_{SZ} = \frac{L_o}{A_k} = \frac{4000 \cdot 18}{998} = 57,9 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}},$$

amely a megengedett $15 \dots 90 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ között van.

Ha az **optimális szolvesszükséglet módszerét használjuk**, ami feltételezi az egyensúlyi görbe meredekségének ismeretét, először azt határozzuk meg.

Ismerve, hogy 1%-os oldat felett a kén-dioxid parciális nyomása 1 atm ösz-sznyomáson 59 torr, felírható:

$$y = \frac{59}{760} = 0,077632 \text{ mol/mol.}$$

Az 1%-os kén-dioxid oldat móltörtje:

$$x = \frac{\frac{1}{64}}{\frac{1}{64} + \frac{99}{18}} = 0,00283 \text{ mol/mol.}$$

Így a meredekség az 1% oldatnak megfelelően:

$$m = \frac{Y}{X} = \frac{0,077632}{\frac{1 - 0,077632}{0,00283}} = 29,62,$$

ami kisebb, mint a nullához húzott érintő meredeksége ($m=35$).

Választunk az mG/L értéknek 0,9-et.

Felírjuk a tiszta vízzel való mosás mérlegét:

$$L \cdot X = G \cdot (Y^o - Y) \text{ vagyis } \frac{G}{L} = \frac{X}{Y^o - Y}$$

$$X = \frac{0,8}{29,6} (0,02218 - 0,00133) = 0,0005635 \frac{\text{mol SO}_2}{\text{mol H}_2\text{O}}$$

Most meghatározható a szolvensszükséglet:

$$L = \frac{G}{X} (Y^o - Y) = \frac{113,5}{0,0005635} (0,02218 - 0,00133) = 4200 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Látható, hogy az eredmény eltér az előbb számítottól.

Ismerve az L értékét, ki lehet számítani az FP értékét:

$$FP = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = \frac{4200}{113,5} \sqrt{\frac{1,265}{998}} = 1,317$$

Ennek megfelelő K_4 érték maximum 40 mm v.o. nyomásveszteségen (lásd a 6.7.8. ábrán): 0,27.

Most kiszámítjuk az áramsűrűséget a (6.7.22) összefüggéssel:

$$0,27 = \frac{13,1 \cdot \left(\frac{G}{A_k}\right)^2 \cdot 210 \cdot \left(\frac{\eta_l}{\rho_l}\right)^{0,1}}{\rho_g \cdot (\rho_l - \rho_g)} = \frac{13,1 \cdot \left(\frac{G}{A_k}\right)^2 \cdot 210 \cdot \left(\frac{0,001}{998}\right)^{0,1}}{1,265 \cdot (998 - 1,265)}$$

$$\text{Innen az áramsűrűség: } \frac{G}{A_k} = 0,701 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

Ismerve a gáz tömegáramát, kiszámítható az áramlási keresztmetszet:

$$A_k = \frac{G}{0,701} = \frac{2600 \cdot 1,265}{0,701} = 1,3 \text{ m}^2$$

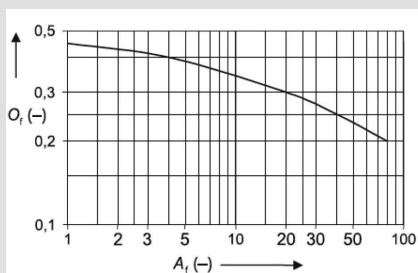
Ez pedig azt jelenti, hogy az üres oszlop átmérője:

$$D = \sqrt{\frac{1,3}{0,785}} = 1,28 \text{ m.}$$

Összehasonlítva az imént számítottal látható, hogy közel áll ahhoz.

Határozzuk meg a kolonna keresztmetszetét a **Sattler** (1985) által javasolt összefüggéssel is. Ehhez először kiszámítjuk az elárasztási terhelést, ami feltételezi a 6.7.17. ábrán látható diagram abcisszájának meghatározását:

$$A_f = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,5} \cdot 100 = \frac{4000 \cdot 18}{2600 \cdot 1,265} \cdot \left(\frac{1,265}{998}\right)^{0,5} \cdot 100 = 77,93$$



6.7.17. ábra. Az elárasztási terhelés meghatározása Raschig- és Pall-gyűrűkből álló töltet esetében (Sattler, 1985; Sattler & Adrian, 2016)

A 6.7.17. ábráról leolvasott $Q_f = 0,2$ értéket ismerve, az előntési sebességérték:

$$w_{el} = \frac{3,14 \cdot Q_f}{\sqrt{\frac{a}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{\rho_{viz}}{\rho_l} (\eta_f)^{0,12}}} = \frac{3,14 \cdot 0,2}{\sqrt{0,69^3 \frac{1,265}{998} \frac{998}{998} (1,005)^{0,12}}} = 1,08 \text{ m/s}$$

Ebben az esetben is a fiktív sebesség kiszámításához 0,7 tényezőt választva:

$$w_f = 0,7 \cdot 1,08 = 0,756 \text{ m/s.}$$

Ez azt jelenti, hogy az átmérő:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_\tau}{\pi \cdot w_f}} = \sqrt{\frac{4 \cdot \frac{2600}{3600}}{\pi \cdot 0,756}} = 1,1 \text{ m.}$$

Az áramlási keresztmetszet:

$$A_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0,785 \cdot 1,1^2 = 0,95 \text{ m}^2.$$

Az öntözési áramsűrűség pedig a (6.7.21) összefüggéssel meghatározva, azaz:

$$L_{sz} = \frac{L_o}{A_k} = \frac{4000 \cdot 18}{0,95} = 75,94 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \text{ megfelel a javasolt áramsűrűségnek.}$$

Az oszlopmagasság meghatározása:

a) Az átbocsátási egység számának módszere:

A töltetmagasságot a következő összefüggés (6.7.28) adja meg:

$$H = n_e \cdot h_e$$

Az egységmagasságot (h_e) a (6.7.32) összefüggéssel számíthatjuk ki:

$$h_e = 200 \left(\frac{V_{sz}}{a} \right)^{1,2} \left(\frac{1}{w_f} \right)^{0,4} = 200 \cdot \left(\frac{0,69}{87,5} \right)^{1,2} \left(\frac{1}{0,581} \right)^{0,4} = 0,744 \text{ m}$$

Az egységek számát (n_e) több módszerrel határozzuk meg:

- lépcsőzések módszer – a munkavonal és az egyensúlyi görbe közé behúzott lépcsők száma vagy Baker lépcsőzések módszere;
- ha az egyensúlyi görbét egyenesnek vesszük, akkor a (6.7.29)–(6.7.31) összefüggéseket alkalmazhatjuk;
- vagy a nomogramot használjuk (lásd a küldött útmutatót).

Számítsuk ki a (6.7.29) összefüggésben szereplő A abszorpciós faktort:

$$A = \frac{L}{G} \frac{1}{m} = \frac{4000}{113,5} \cdot \frac{1}{29,6} = 1,19$$

Most számítsuk ki az egységek számát:

Folyadékoldali megközelítés – (6.7.31) összefüggés:

$$\begin{aligned} (n_e)_L &= \frac{1}{1-A} \ln \left[(1-A) \left(\frac{x^o - y^o/m}{x_f - y^o/m} \right) + A \right] = \\ &= \frac{1}{1-1,19} \ln \left[(1-1,19) \left(\frac{0 - 0,0217/29,6}{0,0005915 - 0,0217/29,6} \right) + 1,19 \right] = 8,3 \end{aligned}$$

Ezzel az értékkel az oszlopmagasság:

$$H = \frac{(n_e)_L \cdot h_e}{\eta_M} = \frac{8,3 \cdot 0,744}{0,69} = 8,95 \text{ m.}$$

Gázoldali megközelítéssel:

$$\begin{aligned} (n_e)_G &= \frac{\lg \left[\frac{y^o - m \cdot x^o}{y - m \cdot x^o} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\lg A} = \\ &= \frac{\lg \left[\frac{0,047 - 29,6 \cdot 0}{0,00295 - 29,6 \cdot 0} \left(1 - \frac{1}{1,22} \right) + \frac{1}{1,22} \right]}{\lg 1,22} = 6,57 \approx 7 \end{aligned}$$

$$H = \frac{(n_e)_G \cdot h_e}{\eta_M} = \frac{7 \cdot 0,744}{0,69} = 7,54 \text{ m}$$

b) *Sattler módszere:*

Az elméleti egységyszám:

$$N_t = \frac{\ln \left[\frac{Y^o - m \cdot X^o}{Y - m \cdot X^o} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\ln A} =$$

$$= \frac{\ln \left[\frac{0,02218 - 29,6 \cdot 0 \left(1 - \frac{1}{1,19} \right) + \frac{1}{1,19}}{0,00133 - 29,6 \cdot 0 \left(1 - \frac{1}{1,19} \right) + \frac{1}{1,19}} \right]}{\ln 1,19} = 7,2 \approx 8$$

A gázoldali anyagátadási tényező:

$$\text{Re}_g = \frac{V_{\tau g} \cdot 4 \cdot \varepsilon}{A_k \cdot a \cdot \nu_g} = \frac{\frac{2600}{3600} \cdot 4 \cdot 0,69}{0,95 \cdot 87,5 \cdot \frac{18,16 \cdot 10^{-6}}{1,265}} = 1670$$

$$\text{Sh}_g = 0,407 \cdot (\text{Re}_g)^{0,655} \cdot (\text{Sc}_g)^{0,3} = 0,407 \cdot 1670^{0,655} \cdot 1,177^{0,3} = 55,17$$

$$\beta_g = \frac{\text{Sh}_g \cdot D_g \cdot a}{4 \cdot \varepsilon} = \frac{55,17 \cdot 1,2194 \cdot 10^{-5} \cdot 87,5}{4 \cdot 0,69} = 0,0213 \text{ m/s}$$

A folyadékoldali anyagátadási tényező:

$$\text{Re}_l = \frac{m_{\tau l} \cdot d_p}{\rho_l \cdot A_k \cdot \nu_l} = \frac{\frac{4000 \cdot 18}{3600} \cdot 0,00788}{998 \cdot 0,95 \cdot \frac{1,005 \cdot 10^{-3}}{998}} = 166$$

$$\text{Ga}_l = \frac{d_p^3 \cdot g}{\nu_l^2} = \frac{0,00788^3 \cdot 9,81}{(1,005 \cdot 10^{-6})^2} = 4,75 \cdot 10^6$$

$$\text{Sh}_l = 0,32 \cdot (\text{Re}_l)^{0,59} \cdot (\text{Sc}_l)^{0,5} \cdot (\text{Ga}_l)^{0,17} = 0,32 \cdot 166^{0,59} \cdot 685^{0,5} \cdot (4,75 \cdot 10^6)^{0,17} = 2332$$

$$\beta_l = \frac{\text{Sh}_l \cdot D_{SO_2,l}}{d_p} = \frac{2332 \cdot 1,469 \cdot 10^{-9}}{0,00788} = 4,35 \cdot 10^{-4}$$

$$\beta_{g,y} = \beta_g \cdot \frac{\rho_g}{M_g} = 0,0213 \cdot \frac{1,265}{28,95} = 9,3 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

$$\beta_{l,x} = \beta_l \cdot \frac{\rho_l}{M_l} = 4,35 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{998}{18} = 0,0241 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

Gáz fázisra vonatkoztatott anyagátadási együttható:

$$K_{g,y} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{g,y}} + \frac{m}{\beta_{l,x}}} = \frac{1}{\frac{1}{9,3 \cdot 10^{-4}} + \frac{29,6}{0,0241}} = 4,34 \cdot 10^{-4}$$

Folyadék fázisra vonatkoztatott anyagátadási együttható:

$$K_{l,x} = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot \beta_{g,y}} + \frac{1}{\beta_{l,x}}} = \frac{1}{\frac{1}{29,6 \cdot 9,3 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{0,0241}} = 12,8 \cdot 10^{-3}$$

Töltet egységmagassága:

$$(HTU)_g = \frac{G}{K_{g,Y} \cdot a \cdot \eta_b \cdot A_k} = \frac{113,5}{4,34 \cdot 10^{-4} \cdot 87,5 \cdot 0,8 \cdot 0,95} = 1,09 \text{ m}$$

Töltet magassága:

$$H = N_t \cdot (HTU)_g = 8 \cdot 1,09 = 8,72 \text{ m}$$

c) *A nomogram alapján:*

A 6.7.14. ábrán feltüntetett nomogram alkalmazását megelőzően ki kell számítanunk:

$$\frac{1}{A} = \frac{1}{1,19} = 0,84$$

$$\frac{y^o - mx^o}{y - mx^o} = \frac{0,0217 - 29,6 \cdot 0}{0,00133 - 29,6 \cdot 0} = 16,37$$

A 16 és 0,84 értékek segítségével a grafikonról 8 egységet kapunk. Így a töltetmagasság értéke:

$$H = \frac{8 \cdot 0,744}{0,69} = 8,62 \text{ m}$$

Így az abszorpció megvalósításához kb. 8,62 m-es oszlop szükséges.

d) *Chilton–Colburn módszere:*

Ez a megközelítő megoldás szintén az egységyszám és az egységmagasság meghatározására alapul:

$$H = (NTU)_G \cdot (HTU)_G \text{ vagy } H = (NTU)_L \cdot (HTU)_L$$

Az egységek számát kiszámíthatjuk analitikusan vagy az ún. hajtóerő-integrálok megoldásával, az egységmagasságokat pedig a térfogati anyagátadási együtthatók és az áramsűrűségek ismeretében határozzuk meg.

Az egységyszám a gázoldali részről:

$$\begin{aligned} (NTU)_G &= \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \cdot \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \left(\frac{y^o - mx^o}{y - mx^o} \right) + \frac{1}{A} \right] = \\ &= \frac{1}{1 - \frac{1}{1,19}} \cdot \ln \left[\left(1 - \frac{1}{1,19} \right) \left(\frac{0,0217 - 29,6 \cdot 0}{0,00133 - 29,6 \cdot 0} \right) + \frac{1}{1,19} \right] = 7,74 \approx 8 \end{aligned}$$

Az egységmagasság a gázoldali részről:

$$(HTU)_G = \frac{G}{K_G \cdot a \cdot A_k \cdot f} = \frac{113,5}{0,000434 \cdot 87,5 \cdot 0,95 \cdot 1} = 0,873 \text{ m}$$

Tehát a töltet magassága (gázoldali megközelítéssel):

$$H = (NTU)_G \cdot (HTU)_G = 0,873 \cdot 8 / 0,8 = 8,74 \text{ m}$$

e) *Onda módszere:*

Az első lépésben kiszámítjuk az effektív öntözött felületet, behelyettesítve a (6.7.37) összefüggésbe:

$$\frac{a_w}{87,5} = 1 - e^{-\left[-1,45 \left(\frac{61 \cdot 10^{-3}}{70 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,75} \cdot \left(\frac{16,7}{87,5 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,1} \cdot \left(\frac{16,7^2 \cdot 87,5}{998^2 \cdot 9,81} \right)^{-0,05} \cdot \left(\frac{16,7^2}{998 \cdot 70 \cdot 10^{-3} \cdot 87,5} \right)^{0,2} \right]}$$

$$\text{Innen: } a_w = 70 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}.$$

Számítsuk ki a k_L értékét a (6.7.38) összefüggéssel:

$$k_L \cdot \left(\frac{998}{0,001 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 0,0051 \cdot \left(\frac{16,7}{70 \cdot 0,001} \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{0,001}{998 \cdot 1,496 \cdot 10^{-9}} \right)^{-0,5} \cdot (87,5 \cdot 0,05)^{0,4}$$

$$\text{Innen: } k_L = 0,000292.$$

Számítsuk ki a k_G értékét a (6.7.39) összefüggéssel:

$$k_G = 5,23 \cdot \left(\frac{0,7613}{87,5 \cdot 1,816 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,7} \cdot \left(\frac{1,816 \cdot 10^{-5}}{1,265 \cdot 1,2194 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,33} \cdot (87,5 \cdot 0,05)^{-2} \cdot \frac{87,5 \cdot 1,2194 \cdot 10^{-5}}{0,08314 \cdot 293}$$

$$\text{Innen: } k_G = 0,00095.$$

Ismerve a két közeg áramsűrűségét:

$$j_L = \frac{16,7}{18} = 0,9277 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}} \text{ és } j_G = \frac{2600}{22,41 \cdot 1,2 \cdot 3600} = 0,0268 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}}, \text{ kiszámítható}$$

az egységmagasság a (6.7.40) és (6.7.41) összefüggéseket alkalmazva:

$$h_L = \frac{j_L}{a_w k_L C_i} = \frac{0,9277}{70 \cdot 0,000292 \cdot 55,55} = 0,813 \text{ m}$$

$$h_G = \frac{j_G}{a_w k_G p} = \frac{0,0268}{70 \cdot 0,00095 \cdot 1} = 0,409 \text{ m}$$

Az elméleti összmagasság kiszámítása a (6.7.42) összefüggéssel:

$$H_G = h_G + 0,8 \cdot h_L = 0,409 + 0,8 \cdot 0,813 = 1,06 \text{ m}$$

Ha elfogadjuk a 8 elméleti egység számot, a kolonnatöltet magassága:

$$H = 8 \cdot 1,06 = 8,48 \text{ m.}$$

f) Az anyagátbocsátási felület módszerrel:

A töltet magasságát a (6.7.23) összefüggéssel számítjuk, azaz:

$$H = \frac{F}{A_k \cdot a \cdot f}, \text{ m.}$$

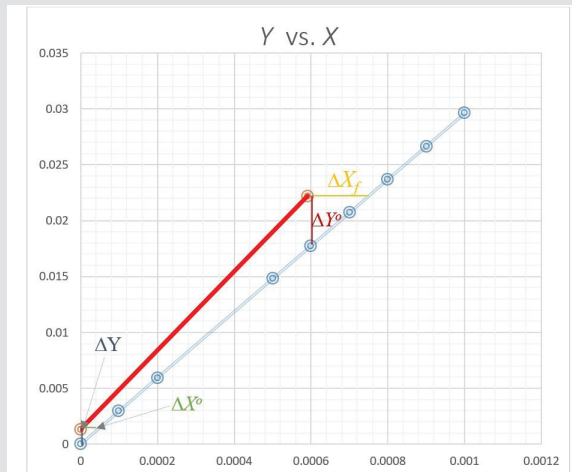
ahol: az F anyagátbocsátási felületet a következő összefüggés írja le:

$$F = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{K_L \cdot \Delta X_{átl}} = \frac{G_{SO_2}^{absz}}{K_G \cdot \Delta Y_{átl}}$$

A folyadék részről való megközelítés:

A hajtóerő értéke, figyelembe véve a 6.7.18. ábrát:

$$\Delta X_{átl} = \frac{\Delta X_f - \Delta X^o}{\ln \frac{\Delta X_f}{\Delta X^o}} = \frac{1,573 \cdot 10^{-4} - 4,49 \cdot 10^{-5}}{\ln \frac{1,573 \cdot 10^{-4}}{4,49 \cdot 10^{-5}}} = 8,96 \cdot 10^{-5}$$



6.7.18. ábra. Az egyensúlyi görbe, a munkavonal és a hajtóerők ábrázolása:

$$\Delta X_f = 0,0007493 - 0,000592 = 1,573 \cdot 10^{-4}; \quad \Delta X^o = 4,49 \cdot 10^{-5} - 0 = 4,49 \cdot 10^{-5};$$

$$\Delta Y^o = 0,02218 - 0,0172 = 4,98 \cdot 10^{-3}; \quad \Delta Y = 0,00133 - 0 = 0,00133.$$

Az anyagátbocsátási tényező értéke [(6.7.27b) összefüggés szerint]:

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot \beta_g'} + \frac{1}{\beta_l'}}, \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{s}} \frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kmol H}_2\text{O}}$$

ahol: a két anyagátadási tényezőt (β_g' és β_l') kritériális összefüggésekkel számítjuk ki.

A gázoldali anyagátadási tényező (β_g') kiszámítása:

$$\beta_g' = \beta_g \frac{\rho_g}{M_g}; \beta_g = \frac{Sh_g \cdot D_{SO_2g}}{d^*}; Sh_g = 0,2 Re_g^{0,8} \cdot Sc_g^{0,33}; d^* = 0,815 \cdot d_{\text{öltet}}$$

$$Re_g = \frac{\frac{G}{A_k}}{a \cdot \eta_g} = \frac{2600 \cdot 1}{3600 \cdot 0,95} = 478,4$$

$$Sh_g = 0,2 \cdot 478,4^{0,8} \cdot 1,177^{0,33} = 29,39$$

$$\beta_g = \frac{Sh_g \cdot D_{SO_2g}}{d^*} = \frac{29,39 \cdot 1,2194 \cdot 10^{-5}}{0,815 \cdot 0,05} = 8,794 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

$$\beta_g' = \beta_g \frac{\rho_g}{M_g} = 8,794 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1,265}{28,95} = 3,84 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

A folyadékoldali anyagátadási tényező (β_l') kiszámítása:

$$\beta_l' = \beta_l \frac{\rho_l}{M_l}; \beta_l = \frac{Sh_l \cdot D_{SO_2l}}{\delta_l}; Sh_l = 0,015 Re_l^{0,66} \cdot Sc_l^{0,33}; \delta_l = \sqrt[3]{\frac{\eta_l^2}{\rho_l^2 \cdot g}}$$

$$Re_l = \frac{q_l}{\eta_l \cdot a} = \frac{4000 \cdot 18}{3600 \cdot 0,95} = 240,6$$

$$Sh_l = 0,015 Re_l^{0,66} \cdot Sc_l^{0,33} = 0,015 \cdot 240,6^{0,66} \cdot 685^{0,33} = 4,825$$

$$\beta_l = \frac{Sh_l \cdot D_{SO_2l}}{\delta_l} = \frac{4,825 \cdot 1,469 \cdot 10^{-9}}{\sqrt[3]{\frac{(1,005 \cdot 10^{-3})^2}{998^2 \cdot 9,81}}} = 1,511 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$\beta_l' = \beta_l \frac{\rho_l}{M_l} = 1,511 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{998}{18} = 8,379 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

A folyadék felőli anyagátbocsátási tényező értéke tehát:

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot \beta'_g} + \frac{1}{\beta'_l}} = \frac{1}{\frac{1}{29,6 \cdot 3,84 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{8,379 \cdot 10^{-3}}} = 4,82 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

A töltetmagasság pedig:

$$H = \frac{G_{\text{SO}_2}^{\text{absz}}}{K_L \cdot \Delta X_{\text{át}} \cdot A_k \cdot a} = \frac{2,366}{4,82 \cdot 10^{-3} \cdot 8,96 \cdot 10^{-5} \cdot 0,95 \cdot 87,5} = 18,3 \text{ m}$$

A gáz részről való megközelítés:

Leolvassa a 6.7.18. ábráról a megfelelő koncentrációértékeket, kiszámítjuk a hajtóerőt:

$$\Delta Y_{\text{át}} = \frac{\Delta Y^o - \Delta Y}{\ln \frac{\Delta Y^o}{\Delta Y}} = \frac{4,98 \cdot 10^{-3} - 0,00133}{\ln \frac{4,98 \cdot 10^{-3}}{0,00133}} = 2,76 \cdot 10^{-3}$$

Az anyagátbocsátási tényező értéke:

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{\beta'_g} + \frac{H}{\beta'_l}} = \frac{1}{\frac{1}{3,84 \cdot 10^{-4}} + \frac{29,6}{8,379 \cdot 10^{-3}}} = 1,63 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}}$$

Behelyettesítve a töltetmagasság összefüggésébe kapjuk:

$$H = \frac{G_{\text{SO}_2}^{\text{absz}}}{K_G \cdot \Delta Y_{\text{át}} \cdot A_k \cdot a} = \frac{2,366}{1,63 \cdot 10^{-4} \cdot 2,76 \cdot 10^{-3} \cdot 0,95 \cdot 87,5} = 17,57 \text{ m}$$

6.7.14. táblázat. Abszorpciós kolonna méreteinek meghatározása során számított értékek

| Módszer | Egység- szám | Gázáramra számolt töltet magasság, m |
|---|-----------------|---|
| Az átbecsítési egység számának módszere | 7/8 | 7,54/8,95 |
| Sattler módszere | 8 | 8,72 |
| Grafikus, NTU nomogram | 8 | 8,62 |
| Chilton–Colburn NTUxHTU | 8 | 8,74 |
| Onda módszere | 8 | 8,48 |
| Anyagátbocsátási felület módszere | – | 17,57/18,3 |

Az eredményeket összefoglalva a 6.7.14. táblázatban tüntettük fel. Látható, hogy a különböző módszerek más-más töltetmagasságot eredményeztek. Ennek oka az anyagátbocsátási tényező és az egységsszámbecslés különböző értékéből fakad. Éppen ezért a legtöbb esetben tanácsosabb a töltettípusra jellemző fajlagos töltetfelület-anyagátbocsátási tényező szorzat értékkel dolgozni ($K_c \cdot a$), amelyet a töltetgyártó cég meg szokott adni.

7. FELHASZNÁLT IRODALOM

ASHRAE

2017 *ASHRAE Handbook Fundamentals (SI Edition)*. Atlanta, ASHRAE

2020 *ASHRAE Handbook - Thermal Properties of Foods*. <https://www.ashrae.org/technical-resources/ashrae-handbook/ashrae-handbook-online> [Hozzáférés dátuma: 2020].

BANU, C. (ed.)

1999 *Manualul inginerului din industria alimentară*. București, Editura Tehnică.

BHANDARI, B.–BANSAL, N.–ZHANG, M.–SCHUCK, P.

2013 *Handbook of food powders - Processes and properties*. London, Woodhead Publishing Ltd..

BROOME, S. R.

2005 *Liquid distribution and falling film wetting in dairy evaporators - PhD Thesis*, Christchurch, University of Canterbury–New Zealand.

BUONOPANE, R. A.–TROUPE, R. A.–MORGAN, A.

1963 Heat Transfer Design Method for Plate Heat Exchangers. *Chemical Engineering Progress* 59. p. 57–61.

CALISTRU, C.–LEONTE, C.

1972 *Tehnologia substanțelor anorganice*. București, Editura Didactică și Pedagogică.

CHEN, H.–JEBSON, R. S.

1997 Factors affecting heat transfer in falling film evaporators. *Trans IChemE, Part C* 75. 6. p. 111–116.

CHHABRA, R.–SHANKAR, V.

2018 *Coulson and Richardson's Chemical Engineering, Volume 1B: Heat and Mass Transfer: Fundamentals and Applications*, 7th ed. Oxford, Butterworth-Heinemann-Elsevier.

CHOI, Y.–OKOS, M. R.

1986 Effects of Temperature and Composition on the Thermal Properties of Foods. *Food Engineering and Process Applications* 1. 1. 93–101.

CRISTIAN, G.–HOROBA, E.–MUREȘAN, E.

2005 *Proiectarea reactoarelor chimice*. Iași, Editura Performantica.

CSAPÓ J.–ALBERT C.

2014 *Funkcionális élelmiszerek*. Kolozsvár, Scientia Kiadó.

CURIEVICI, I.

1981 *Bazele tehnologiei chimice*. Iași, Lit. I. P. Iași.

DE HAAN, A. B.–ERAL, B. H.–SCHUUR, B.

2020 *Industrial Separation Processes*, 2nd ed. Berlin, deGruyter GmbH.

DECHEMA

2004 *DecHEMA Chemistry Data Series*. Frankfurt am Main, DECHEMA.

DICKEY, D. S.

2004 Equipment design. In: *Handbook of industrial mixing science and practice*. Hoboken, John Wiley & Sons Inc., 72–89.

DREAM, R.

1999 Heat transfer in agitated jacketed vessels. *Chemical Engineering* 1. 90–96.

DUROUDIER, J. P.

2016 *Solid-Solid, Fluid-Solid, Fluid-Fluid Mixers*. Langford Lane-London, ISTE Press Ltd.-Elsevier Ltd.

DVORÁK, V.–VIT, T.

2017 CAE Methods for Plate Heat Exchanger Design. *Energie Procedia* 134. 234–243.

ETB

2020 *The Engineering Toolbox*. <https://www.engineeringtoolbox.com/>

EZGI, C.

2017 Basic Design Methods of Heat Exchangers. In: Morshed S.M.S. (ed.) *Heat Exchangers Design, Experiment and Simulation*. eBook (PDF) ISBN: 978-953-51-4858-6

FEGHRI, A.–ZHANG, Y.

2006 *Transport Phenomena in Multiphase System - Cap. 9*. New York, Academic Press.

FENYVESSY J.–CSANÁDI J.–CSAPÓ J.–CSAPÓ KISS Z.

2014 *Tejipari technológia*. Cluj-Napoca, Editura Scientia.

FERNANDEZ-MARTIN, F.

1972 Influence of temperature and composition on some physical properties of milk and milk concentrates. I. Heat capacity. *Journal of Dairy Research* 1. 65–73.

FIELD, R.–BÉKÁSSY-MOLNÁR E.–LIPNICZKI F.–VATAI G.

2017 *Engineering Aspects of Membrane Separation and Application in Food Processing*. Boca Raton, CRC Press.

FLYNN, A. M.–AKASHIGE, T.–THEODORE, L.

2019 *Kern's Process Heat Transfer*. 2nd ed. Beverly, Scrivener Publishing.

FONYÓ Zs.–FÁBRY Gy.

1998 *Vegyipari művelettani alapismeretek*. Budapest, Nemzeti Tankönyvkiadó.

2004 *Vegyipari művelettani alapismeretek*. Budapest, Nemzeti Tankönyvkiadó.

GANEA, G.–COJOC, D.

2011 *Utilaj tehnologic în industria alimentară*. Chişinău, Editura Tehnică Info.

GAVRILĂ, L.–ZICHIL, V.

2000 *Fenomene de transfer*. Chişinău, Editura Tehnica Info.

GEKAS, V.

1992 *Transport Phenomena of Foods and Biological Materials*. Boca Raton, CRC Press.

- GREEN, D. W.–PERRY, R. H. (eds.)
1997 *Perry's Chemical Engineering Handbook*. 7th ed. New York, McGraw-Hill Book Companies Inc.
2008 *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th ed. New York, McGraw-Hill Book Companies Inc.
- GUT, J. A. W.–FERNANDES, R.–PINTO, J. M.–TADINI, C. C.
2004 Thermal Model Validation of Plate Heat Exchanger with Generalized Configuration. *Chemical Engineering Science* 59. 4591–4600.
- HARVEY, A. H.
1998 *Thermodynamic Properties of Water*. New York, NIST Table.
- HASLEGO, C.–POLLEY, G.
2002 Designing Plat and Frame Heat Exchangers (preliminary sizing). *Chemical Engineering Progress* 98. 9. 32–37.
- HELDMAN, D. R.
2003 *Encyclopedia of Agricultural, Food and Biological Engineering*. New York, Marcel Dekker.
2007 *Fundamentals of Food Process Engineering*. 3rd ed. New York, Springer Science.
- HOROBA, E.–HOROBA, L. D.
2010 *Alcoolul etilic: Obținere, carburant, băuturi alcoolice*. Iași, PIM.
- HU, J.–SARI, O.–EICHER, S.–RIJA RAKOTOZANAKAJY, A.
2009 Determination of specific heat of milk at different fat content between 1 °C and 59 °C using micro DSC. *Journal of Food Engineering* 90. 395–399.
- HU, K.–DICKSON, J. M.
2015 *Membrane processing for dairy ingredients*. Hoboken, IFT Press-Wiley-Blackwell.
- IBARZ, A.–BARBOSA-CANOVAS, G. V.
2000 *Unit Operations in Food Engineering*. Boca Raton, CRC Press LLC.
- IMRE L.
1974 *Szárítási kézikönyv*. Budapest, Műszaki Könyvkiadó.
- JACKSON, B. W.–TROUPE, R. A.
1966 Plate Heat Exchanger Design by e-NTU Method. *Chemical Engineering Progress Symposium Series* 62. 185–190.
- JACQUES, K. A.–LYONS, T. P.–KELSALL, D. R.
2003 *The Alcohol Textbook*. 4th ed. Nottingham, Nottingham University Press.
- JURAN, J. M.
2004 *Architect of Quality*. New York, McGraw-Hill Book Co..
- JURAN, J. M.–GODFREY, A. B.
1998 *Juran's Quality Handbook*. 5th ed. New York, McGraw-Hill Book Co..
- KESSLER, H. G.
2002 *Food and Bioprocess Engineering: Dairy Technology*. München, Verlag A. Kessler.

- KHATTAB, K.I.S.–BANDARKAR, F.–FAKHREE, M.A.A.–JOUYBAN A.
2012 Density, viscosity, and surface tension of water-ethanol mixtures from 293 to 323 K. *Korean Journal of Chemical Engineering* 29. 6. 812–817.
- KÖVESI J.–TIPÁR J.
2006 *A minőségmenedzsment alapjai*. Budapest, Typotex, BME.
- KREITH, F.
1999 *Mechanical Engineering Handbook*. Boca Raton, CRC Press LLC.
- KUCERA, J.
2010 *Reverse osmosis - Design, process and applications for engineers*. Salem, Massachusetts, Scrivener LLC-Wiley.
- LABUZA, T. P. et alii
1972 Stability of intermediate moisture foods. 1. Lipid oxidation. *Journal of Food Science* 37. 154.
- LEVENSPIEL, O.
2014 *Engineering Flow and Heat Exchange*. New York, Springer Inc..
- LEWIS, M.
2006 *Physical properties of foods and food processing systems*. Cambridge, Woodhead Publishing Limited.
- MACOVEI, V. M.
2000 *Culegere de caracteristici termofizice pentru biotehnologie și industria alimentară: Tabele și diagrame*. Galați, Editura Alma.
2001 *Calcul de operații și utilaje pentru procesarea termică și biochimică în biotehnologie*. Galați, Editura Alma.
- MAIDARGI, S. H.
2012 *Chemical Process Equipment, Design and Drawing*. New Delhi, PHI Learning Private Limited.
- MĂMĂLIGĂ, I.–PETRESCU, S.
2004 *Operații de transfer de masă*. Iași, Editura Cermin.
- MARINOS-KOURIS, D.–MAROULIS, Z. B.
2006 *Transport properties in the drying of solids*. Boca Raton, Taylor & Francis.
- MAROULIS, Z. B.–SARAVACOS, G. D.
2003 *Food Process Design*. New York, Marcel Dekker.
- MERSMANN, A.–EINENKEL, W.D.–KÄPPEL, M.
1975 Auslegung und Maßstabs-Vergrößerung von Rührapparaten. *Chemie Ingenieur Technik* 23. 953–996.
- MINIM, L. A.–COIMBRA, J. S. R.–MINIM, V. P. R.–TELIS-ROMERO, J.
2002 Influence of temperature and water and fat contents on the thermophysical properties of milk. *Journal of Chemical and Engineering Data* 47. 1488–1491.
- MIZSEY P.
1993 A környezetvédelem időszerű kérdései a vegyiparban. *Magyar Kémikusok Lapja* 48. 10–11. 411.

- MIZSEY P.–FONYÓ Zs.
1997 Hulladékcsökkentési stratégiák a vegyiparban. *Magyar Kémikusok Lapja* 52. 10–11. 457.
- MORE, G. R.–PRASAD, S.
1988 Thermal conductivity of concentrated whole milk. *Journal of Food Process Engineering* 10. 105–112.
- MORISON, K. R.–PHELAN, J. P.–BLOORE, C. G.
2012 Viscosity and non-Newtonian behaviour of concentrated milk and cream. *International Journal of Food Properties* 16. 882–894.
- MOTA, F. A. S.–CARVALHO, E. P.–RAVAGNANI, M. A. S. S.
2015 Modeling and Design of Plate Heat Exchanger. In: *Heat Transfer Studies and Applications*. eBook (PDF) ISBN: 978-953-51-6381-7, 165–199.
- MUNIR, M. T. et alii
2015 Virtual milk for modelling and simulation of dairy processes. *Journal of Dairy Science* 99. 3380–3395.
- NITSCHE, M.–GBADAMOSI, R.
2017 *Practical Column Design Guide*. Cham, Springer Verlag.
- OGAWA, K.
2007 *Chemical Engineering. A New Perspective*. Amsterdam, Elsevier.
- OLDSHUE, J. Y.
1983 *Fluid Mixing Technology*. New York, McGraw Hill.
- ONITA, N.–IVAN, E.
2006 *Memorator pentru calcule în industria alimentară*. Timișoara, Editura Mirton.
- PABBY, A. K.–RIZVI, S. S. H.–SASTRE, A. M.
2009 *Handbook of Membrane Separations - Chemical, Pharmaceutical, Food and Biotechnological Applications*. Boca Raton, CRC Press.
- PAVLOV, K. F.–ROMANKOV, P. G.–NOSZKOV, A. A.
1972 *Vegyipari műveletek és készülékek számítása*. Budapest, Műszaki Könyvkiadó.
- PISECKY, J.
2012 *Handbook of Milk Powder Manufacture*. Copenhagen, NiroS/S-GEA.
- RAHMAN, M. S.
2009 *Food Properties Handbook*. 2nd ed. Boca Raton, CRC Press Taylor & Francis Group LLC.
- RAO, M. A.–RIZVI, S. S. H.–DATTA, A. K.
2005 *Engineering Properties of Foods*. Boca Raton, CRC Press Taylor and Francis.
- RIEDEL, L.
1949 Thermal conductivity measurements on sugar solutions, fruit juices and milk. *Dairy Science and Technology* 93. 537–549.

- ROETZEL, W.–LUO, X.–CHEN, D.
2020 *Design and Operation of Heat Exchangers and Their Networks*. London, Elsevier.
- ROSENTRATER, K. A.–EVERS, A. D.
2018 Malting, brewing, fermentation, and distilling. In: *Kent's Technology of Cereals*. 5th ed. Amsterdam, Elsevier Ltd. 760–779.
- SATTLER, K.
1985 *Termikus elválasztási módszerek példatára*. Budapest, Műszaki Könyvkiadó.
- SATTLER, K.–ADRIAN, T.
2016 *Thermische Trennverfahren: Aufgaben und Auslegungsbeispiele*, 2. Auflage. Weinheim: Wiley-VCH Verlag.
- SCOTT, K.
1999 *Handbook of Industrial Membranes*. 2nd ed. Amsterdam, Elsevier.
- SHAH, K. R.–SEKULIC, D. P.
2003 *Fundamentals of heat exchanger design*. Hoboken (New Jersey), John Wiley & Sons Inc.
- SIMINICEANU, I.
1987 *Bazele tehnologiei chimice anorganice*. Iași, Lit. I. P. Iași.
- SINGH, R. P.–HELDMAN, D.
2009 *Introduction to Food Engineering*. 4th ed. Amsterdam, Elsevier.
2014 *Introduction to Food Engineering*. 5th ed. Amsterdam, Elsevier - Academic Press.
- SINNOTT, R.–TOWLER, G.
2009 *Chemical Engineering Design*. Amsterdam, Elsevier.
2012 *Chemical Engineering Design*. Amsterdam, Elsevier.
2020 *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series Chemical Engineering Design*. 6th ed. Kidlington-Oxford, Butterworth-Heinemann-Elsevier.
- STEPHAN, P.
2010 *VDI Heat Atlas*. Berlin-Heidelberg, Springer Verlag.
- STICHLMAIR, J.–KLEIN, H.–REHFELDT, S.
2021 *Distillation principles and practice*, 2nd ed. Hoboken (New Jersey), John Wiley & Sons Inc. 173–283, 407–608.
- STOICA, A.–STROESCU, M.–DOBRE, T.–FLOAREA, O.
2007 *Operații termice în industria alimentară*. București, Politehnica Press.
- SZÉP A. (szerk.)
2018 *Diplomadolgozat készítési útmutató*. Iași, Editura Cermi.
- SZÉP A.
2013 *A technológiai folyamat elemzése és szintézise - Jegyzet*. Iași, Editura Cermi.
- SZÉP A.–MOLNOS É.–ANDRÁS C. D.
2017 *Transzportfolyamatok és művelettan II. Művelettan*. Iași, Editura Cermi.

TAGUCHI, G.

1995 Quality engineering (Taguchi methods) for the development of electric circuit technology, *IEEE Transaction on Reliability* 44. 2. 225–229.

TetraPak, ***

2020 *Dairy Processing Handbook*. www.dairyprocessinghandbook.com

THULUKKANAM, K.

2013 *Heat Exchanger Design Handbook*. 2nd ed. Boca Raton, CRC Press.

TOLEDO, R.

2007 *Fundamentals of Food Process Engineering*. 3rd ed. New York, Springer.

TOLEDO, R. T.–SING, R. K.–KONG, F.

2018 *Fundamentals of Food Process Engineering*. 4th ed. New York, Springer.

TSCHUBIK, I. A.–MASLOV, A. M.

1973 *Wermephysikalischen Konstanten von Lebensmitteln und Halbfabrikaten*. Leipzig, VEB Fachbuchverlag.

TSOTSAS, E.–MUJUMDAR, A. S.

2012 *Modern Drying Technology*. Weinheim, Wiley-VCH Verlag & Co.

TUDOSE, R. Z. et alii

1990 *Fenomene de transfer și utilaje în industria chimică*. Iași, Lit. I. P. Iași.

WANG, L. K.–HUNG, Y. T.–LO, H. H.–YAPIJAKIS, C.

2007a *Hazardous Industrial Waste Treatment*. Boca Raton, CRC Press.

WANG, L.–SUNDEN, B.–MANGLIK, R. M.

2007b *Plate Heat Exchangers: Design, Applications and Performance*. Southampton-Boston, WIT Press.

WANKAT, P. C.

2012 *Separation Process Engineering Includes Mass Transfer Analysis*. 3rd ed. Boston, Prentice Hall.

WRIGHT, A. D.–HEGGS, P. J.

2002 Calculation of new Plate Heat Exchanger Effectiveness and Pressure Drop Using Existing Performance Data. *Chemical Engineering Research and Design* 4. 1–9.

ZHANG, M.–BHANDARI, B.–FANG, Z. H.

2017 *Handbook of drying of vegetables and vegetable products*. Boca Raton, CRC Press.

MELLÉKLETEK

| | |
|--|-----|
| M1. A külső fedőlap mintája | 292 |
| M2. A belső fedőlap mintája | 293 |
| M3. Néhány ismertebb élelmiszer sűrűsége, kg/m ³ | 294 |
| M4. Néhány ismert anyag szobahőmérsékleten mért sűrűsége. | 295 |
| M5. Néhány vizes oldat egyensúlyi koncentráció–hőmérséklet függése, g/100 g víz | 296 |
| M6. A levegő fontosabb tulajdonságai. | 297 |
| M7. Néhány légköri nyomáson forrásban levő vizes oldat koncentrációja, % | 298 |
| M8. A Henry-állandó értékei néhány gáz vizes oldata esetén (10 ⁻⁶ Hgmm). | 298 |
| M9. Néhány vegytiszta anyag fajhője, J/mol·K | 299 |
| M10. Néhány szilárd anyag fizikai tulajdonsága | 300 |
| M11. Néhány hőszigetelő anyag hővezetési tényezője, W/mK | 301 |
| M12. Néhány élelmiszer és élelmiszer-alapanyag tulajdonsága | 301 |
| M13. Ipari berendezésekben alkalmazott acélcsőméretek. | 302 |
| M14. Hengereltacélcső-méretek. | 303 |
| M15. Néhány töltőtest tulajdonsága | 304 |
| M16. A fluidumok tájékoztató áramlási értékei | 304 |
| M17. Csövek érdességének átlagos értékei | 305 |
| M18. A helyi ellenállási tényező értékei néhány csőidom esetében | 305 |
| M19. A gáztisztító ciklon főbb jellemzői. | 306 |
| M20. Ismertebb szerves és szervetlen anyagok termodinamikai tulajdonságai | 306 |
| M21. Dimenziómentes összefüggések lemezes hőcserélők esetén | 307 |
| M22. Megközelítő hőátadási tényező értékek | 308 |
| M23. Néhány készülékben fellépő hőátbocsátási tényező értékek, W/m ² K | 308 |
| M24. Hőátbocsátási tényező értékek | 310 |
| M25. A csövekben fellépő hőátadási tényező meghatározása turbulens áramláskor | 311 |
| M26. A csőúrlódási tényező meghatározása a Re-szám és a relatív érdesség függvényében | 312 |
| M27. F _{max} terhelési faktor kolonnnyomás és tányértávolság függvényében | 312 |
| M28. Terhelhetőségi diagram szita- és szelepes tányéros oszlopokra | 313 |
| M29. Terhelhetőségi diagram harangtányéros oszlopokra | 313 |
| M30. Tányéros oszlopok munkadiagramja (Young-dígram) | 314 |

M1. A külső fedőlap mintája

**Sapientia Erdélyi Magyar Tudományegyetem Kolozsvár
Csíkszeredai Kar
Élelmiszertudományi Tanszék**

**Élelmiszeripari műveletek
és berendezések
- terv -**

Az oktató családi és utóneve, beosztása

A hallgató családi és utóneve,
..... szak, évfolyam

Tanév (2021/2022)

M2. A belső fedőlap mintája

Csíkszeredai Kar
Élelmiszertudományi Tanszék

***Az Élelmiszeripari műveletek
és berendezések-terv témája:***

.....

Az oktató családi és utóneve, beosztása

A hallgató családi és utóneve,
..... szak, évfolyam

Tanév (2021/2022)

M3. Néhány ismertebb élelmiszer sűrűsége, kg/m³

a) Cseppfolyós

| Anyag | Sűrűség | Anyag | Sűrűség |
|--------------------|---------|-----------------------|---------|
| Olívaolaj | 900 | Szezámogolaj | 918 |
| Repceolaj | 900 | Szójaolaj | 920 |
| Napraforgóolaj | 916 | Gyapotolaj | 921 |
| Kukoricacsíra-olaj | 920 | 20% zsirtartalmú krém | 1010 |

b) Ömlesztett sűrűség

| Anyag | Sűrűség | Anyag | Sűrűség |
|--------------|----------|------------|---------|
| Liszt | 449 | Tojáspor | 340 |
| Kakaó | 480 | Alma | 544–608 |
| Instant kávé | 330 | Sárgarépa | 640 |
| Keményítő | 560 | Grépfrút | 368 |
| Tejpor | 350–610 | Citrom | 768 |
| Só | 960–1400 | Narancs | 768 |
| Cukor | 800 | Barack | 608 |
| Fehérliszt | 480 | Hagyma | 640–736 |
| Élesztőpor | 520 | Paradicsom | 672 |

c) Szilárd anyag valós sűrűsége

| Anyag | Sűrűség | Anyag | Sűrűség |
|-----------|---------|----------------------|---------------|
| Glükóz | 1560 | Friss gyümölcs | 865–1067 |
| Cukor | 1590 | Friss zöldség | 801–1095 |
| Keményítő | 1500 | Fagyasztott gyümölcs | 625–801 |
| Protein | 1400 | Fagyasztott zöldség | 561–977 |
| Zsír | 900–950 | Friss hal | 1056 |
| Só | 2160 | Fagyasztott hal | 967 |
| Citromsó | 1540 | Jég 0 / -10 / -20 °C | 916/ 933/ 948 |

(Cristian et al., 2005; Onita & Ivan, 2006; Macovei, 2000)

M4. Néhány ismert anyag szobahőmérsékleten mért sűrűsége

| Megnevezés | Érték, kg/dm ³ | Megnevezés | Érték, kg/dm ³ |
|---------------------------|------------------------------|---------------------------------|------------------------------|
| Ablaküveg | 2,50 | Forrasztó alumíni- umötvözet | 6,80 |
| Acél (36% Ni) | 8,13 | Fűrészpor | 0,20 |
| Acél (15% Ni, 5% Mn) | 8,03 | Grafit | 2,50 |
| Acél (50% Ni) | 8,19 | Gyanta | 1,08 |
| Acél (W 6%) | 8,20 | Gyapot | 1,50 |
| Aceton | 0,792 | Gyémánt | 3,45 |
| Agyag | 1,80 | Habkő | 0,65 |
| AlMg ₃ ötvözet | 2,70 | PAL lemez | 0,65 |
| Antracit | 1,25 | Hengerelt réz | 8,95 |
| Argon | 0,00178 | Higany | 13,55 |
| Aszfaltzott karton | 1,50 kg/m ² | Jég, 273 K | 0,90 |
| Bakelit | 1,40 | Kobalt | 8,80 |
| Barna szén | 0,95 | Koksz | 0,50 |
| Bazalt | 3,00 | Kolofon | 1,10 |
| Bazalt vatta lemez | 0,35 | Kősó | 2,20 |
| Bőr | 1,00 | Linóleum | 1,20 |
| Bronz Bz14TBz12T | 8,80 | Magnézium | 1,738 |
| Bronz BzA15 | 8,20 | Mangán | 7,48 |
| Bronz CuAl9T | 7,60 | Márvány | 2,65 |
| Kaucsuk | 0,92 | Mészkő | 2,70 |
| Celluloid | 1,38 | Metil-metakrilát | 0,945 |
| Cement | 3,20 | Motorina | 1,00 |
| Cin Ag1,5 | 11,00 | Műtrágya | 1,30 |
| Csempe | 2,60 | Nedves agyag | 2,00 |
| Cserép | 0,64 | Nedves bükkfa | 0,95 |
| Cukor | 1,60 | Nedves cserefa | 1,00 |
| Ecetsav | 1,049 | Nedves fenyőfa | 0,95 |
| Égetett gipsz | 1,81 | Nedves föld | 1,80 |
| Enyv | 1,27 | Nedves hársfa | 0,75 |
| Ezüst | 10,5 | Nedves homok | 1,80 |
| Faggyú | 0,95 | Nedves kavics | 1,70 |
| Fajansz és kerámialap | 1,10 | Nedves lucfenyő | 0,75 |
| Faszén | 0,30 | Nyomdai papír | 0,97 |

| Megnevezés | Érték, kg/dm ³ | Megnevezés | Érték, kg/dm ³ |
|---------------------------------|------------------------------|--------------------|------------------------------|
| Fehérvasérc | 7,60 | Öntött alumínium | 2,50 |
| Fekete korom | 0,30 | Öntöttarany | 19,25 |
| Fenoplaszt P11 | 2,00 | Öntötttréz | 8,80 |
| Fenyőfa száraz | 0,55 | Őrölt kőso | 1,20 |
| Finomított réz | 8,94 | Parafa | 0,30 |
| Platina | 21,45 | Száraz agyag | 1,60 |
| Plexi üveg | 1,20 | Száraz bükkfa | 0,75 |
| Poliakril kaucsuk | 1,10 | Száraz cserefa | 0,90 |
| Poliamid (75 Po) | 1,08 | Száraz hársfa | 0,55 |
| Polietilén (15) | 0,92 | Száraz homok | 1,60 |
| Polisztirol (17 vi) PAS-1 PAS-4 | 1,03 | Száraz kavics | 1,60 |
| Polisztirollhab | 0,06 | Száraz lucfenyő | 0,55 |
| Poliuretán (U 50) | 1,21 | Szénacél | 7,85 |
| Poliuretánhab | 0,03 | Technikai porcelán | 2,48 |
| Posztó | 0,40 | Tengervíz | 1,03 |
| Préselt karton | 1,42 | Vulkanikus tufa | 1,80 |
| Préselt lemez PAL | 0,85 | Wolfram | 19,3 |
| Préselt parafa | 0,35 | Üvegszalag | 2,36 |
| PVC | 1,38 | Üvegvatta | 0,15 |
| Sárgaréz lemez | 8,50 | Viasz | 0,99 |

(Cristian et al., 2005)

M5. Néhány vizes oldat egyensúlyi koncentráció–hőmérséklet függése, g/100 g víz

| Komponens | Hőmérséklet, K | | | | | |
|---|----------------|--------|--------|--------|-------|-------|
| | 273 | 293 | 313 | 333 | 353 | 373 |
| Al ₂ (SO ₄) ₃ ·18H ₂ O | 31,2 | 36,4 | 46,1 | 59,2 | 73 | 89 |
| NH ₄ Cl | 29,4 | 37,2 | 45,9 | 53,2 | 65,6 | 77,3 |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 70,0 | 75,4 | 81 | 88 | 95,3 | 103,3 |
| CaCl ₂ | 59,5 | 74,5 | – | 136,8 | 147,9 | 159 |
| Ca(CH ₃ COO) ₂ | 37,4 | 34,7 | 33,2 | 32,7 | 30,5 | 20,7 |
| Ca(NO ₃) ₂ | 102 | 129,3 | 237,0 | | 358,7 | 363,6 |
| CO ₂ | 0,3346 | 0,1688 | 0,0973 | 0,0576 | – | – |
| CuSO ₄ | 14,3 | 20,7 | 28,5 | 40,0 | 55,0 | 75,4 |

| Komponens | Hőmérséklet, K | | | | | |
|---------------------------------|----------------|-------|----------------------|---------------------|-------|-------|
| | 273 | 293 | 313 | 333 | 353 | 373 |
| FeCl ₃ | 74,4 | 91,8 | 315,1 ³²³ | | 525,8 | 535,7 |
| MgCl ₂ | 52,8 | 54,5 | 57,5 | 61,0 | 66,0 | 73,0 |
| MgSO ₄ | 53,23 | 62,9 | 68,8 | 55,0 | 48,0 | 34,0 |
| KCH ₃ COO | 216,7 | 255,0 | 323,3 | 350,0 | 380,1 | 396,3 |
| KNO ₃ | 13,3 | 31,6 | 63,9 | 110,0 | 169,0 | 246,0 |
| NaCl | 35,7 | 36,6 | 36,6 | 37,3 | 38,4 | 39,5 |
| NaNO ₃ | 75,0 | 88 | 104 | 124 | 148 | 180 |
| Na ₂ SO ₄ | 5,0 | 19,4 | 48,8 | 45,3 | 43,7 | 42,5 |
| SO ₂ | 22,83 | 11,29 | 5,41 | 4,55 ³²³ | – | – |
| ZnSO ₄ | 41,9 | 54,4 | 70,4 | 76,5 ³²³ | 86,6 | 80,8 |

(Pavlov et al., 1972)

M6. A levegő fontosabb tulajdonságai

| T, K | $\rho, \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ | $c_p, \frac{\text{J}}{\text{kgK}}$ | $100 \lambda, \frac{\text{W}}{(\text{mK})}$ | $a, 10^6 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$ | $\nu, 10^6 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$ | Pr |
|------|--------------------------------------|------------------------------------|---|---------------------------------------|---|--------|
| 243 | 1,453 | 1013 | 2,20 | 14,9 | 10,80 | 0,7230 |
| 263 | 1,342 | 1010 | 2,36 | 17,4 | 12,43 | 0,7138 |
| 273 | 1,293 | 1005 | 2,44 | 18,8 | 13,28 | 0,7072 |
| 283 | 1,247 | 1005 | 2,51 | 20,0 | 14,16 | 0,7070 |
| 293 | 1,205 | 1005 | 2,59 | 21,4 | 15,06 | 0,7042 |
| 303 | 1,165 | 1005 | 2,67 | 22,9 | 16,00 | 0,7016 |
| 313 | 1,128 | 1005 | 2,76 | 24,3 | 16,96 | 0,6966 |
| 323 | 1,093 | 1005 | 2,83 | 25,7 | 17,95 | 0,6967 |
| 333 | 1,060 | 1005 | 2,89 | 27,2 | 18,97 | 0,6993 |
| 343 | 1,029 | 1010 | 2,97 | 28,6 | 20,02 | 0,7006 |
| 353 | 1,000 | 1010 | 3,05 | 30,2 | 21,06 | 0,6974 |
| 363 | 0,972 | 1010 | 3,13 | 31,9 | 22,10 | 0,6932 |
| 373 | 0,946 | 1010 | 3,21 | 33,6 | 23,13 | 0,6885 |
| 393 | 0,898 | 1,010 | 3,34 | 36,8 | 25,45 | 0,6911 |
| 473 | 0,746 | 1,026 | 3,93 | 51,4 | 34,85 | 0,6789 |
| 573 | 0,615 | 1,047 | 4,60 | 71,6 | 48,33 | 0,6740 |

(Pavlov et al., 1972)

M7. Néhány légköri nyomáson forrásban levő vizes oldat koncentrációja, %

| Oldott anyag | Forrpont, K | | | | | | | | | |
|---|-------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | 374 | 376 | 378 | 380 | 383 | 388 | 393 | 398 | 413 | 453 |
| CaCl ₂ | 5,66 | 14,1 | 20,0 | 24,2 | 29,3 | 35,6 | 40,8 | 45,8 | 57,9 | 75,8 |
| KOH | 4,49 | 11,9 | 17,0 | 20,8 | 25,6 | 31,9 | 36,5 | 40,2 | 48,0 | 60,4 |
| KCl | 8,42 | 18,9 | 26,5 | 32,6 | – | – | – | – | – | – |
| KNO ₃ | 13,2 | 32,2 | 45,1 | 54,6 | 65,3 | 79,5 | – | – | – | – |
| MgCl ₂ | 4,67 | 11,6 | 16,6 | 20,3 | 24,4 | 29,5 | 33,1 | 36,0 | 38,6 | – |
| MgSO ₄ | 14,3 | 28,3 | 35,3 | 42,8 | – | – | – | – | – | – |
| NaOH | 4,12 | 10,1 | 14,5 | 18,3 | 23,1 | 26,2 | 33,8 | 35,6 | 48,3 | 69,9 |
| NaCl | 6,19 | 14,6 | 20,3 | 25,1 | – | – | – | – | – | – |
| NaNO ₃ | 8,26 | 21,8 | 32,4 | 40,4 | 49,8 | 60,9 | 68,9 | – | – | – |
| Na ₂ SO ₄ | 15,3 | 30,7 | – | – | – | – | – | – | – | – |
| Na ₂ CO ₃ | 9,42 | 23,7 | 33,8 | – | – | – | – | – | – | – |
| NH ₄ NO ₃ | 9,09 | 23,1 | 34,2 | 42,5 | 51,9 | 63,2 | 71,2 | 77,1 | 87,1 | 96 |
| NH ₄ Cl | 6,10 | 15,9 | 22,9 | 28,3 | 35,9 | 46,9 | – | – | – | – |
| (NH ₄) ₂ SO ₄ | 13,3 | 30,6 | 41,8 | 49,7 | – | – | – | – | – | – |

(Pavlov et al., 1972)

M8. A Henry-állandó értékei néhány gáz vizes oldata esetén (10⁻⁶ Hgmm)

| Gáz | Hőmérséklet, K | | | | | | | | |
|--------------|----------------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|------|--|
| | 273 | 283 | 293 | 303 | 313 | 333 | 353 | 373 | |
| Ammónia | 0,0155 | 0,0180 | 0,0208 | 0,0241 | – | – | – | – | |
| Bróm | 0,0162 | 0,0278 | 0,0451 | 0,0688 | 0,101 | 0,191 | 0,307 | – | |
| Etán | 9,55 | 14,4 | 20 | 26 | 32,2 | 42,9 | 50,2 | 52,6 | |
| Etilén | 4,19 | 5,84 | 7,74 | 9,62 | – | – | – | – | |
| Hidrogén | 44 | 48,3 | 51,9 | 55,4 | 57,1 | 58,1 | 57,4 | 56,6 | |
| Kén-dioxid | 0,0125 | 0,0184 | 0,0266 | 0,0364 | 0,0495 | 0,0836 | – | – | |
| Kén-hidrogén | 0,203 | 0,278 | 0,367 | 0,463 | 0,566 | 0,782 | 1,03 | 1,12 | |
| Klór | 0,204 | 0,297 | 0,402 | 0,502 | 0,6 | 0,731 | 0,73 | – | |

| Gáz | Hőmérséklet, K | | | | | | | |
|---------------|----------------|--------|--------|--------|--------|--------|------|------|
| | 273 | 283 | 293 | 303 | 313 | 333 | 353 | 373 |
| Metán | 17 | 22,6 | 28,5 | 34,1 | 39,5 | 47,6 | 51,8 | 53,3 |
| Nitrogén | 40,2 | 50,8 | 61,1 | 70,2 | 79,2 | 90,9 | 95,9 | 95,4 |
| Oxigén | 19,3 | 24,9 | 30,4 | 36,1 | 40,7 | 47,8 | 52,2 | 53,3 |
| Klór-hidrogén | 0,0018 | 0,0196 | 0,0209 | 0,0220 | 0,0227 | 0,0224 | – | – |
| Szén-dioxid | 0,553 | 0,792 | 1,08 | 1,41 | 1,77 | 2,59 | – | – |
| Szén-monoxid | 26,7 | 33,6 | 40,7 | 47,1 | 52,9 | 52,5 | 64,3 | 64,3 |

(Pavlov et al., 1972; Green & Perry, 1997, 2008)

M9. Néhány vegytiszta anyag fajhője, J/(mol·K)

| Vegyület | Halmaz- állapot | $c_p = a + bT + cT^2 + \dots$ | | | Hőmérséklet- intervallum |
|------------------|--------------------|-------------------------------|----------------|----------------|-----------------------------|
| | | a | $b \cdot 10^2$ | $c \cdot 10^5$ | |
| Kénsav | g | 15,604 | | | 283–318 |
| Levegő | g | 29,006 | 0,28261 | 0,05359 | |
| Etil-alkohol | l | 103,204 | | | 273–298 |
| | g | 61,378 | 15,734 | -8,5033 | 273–1473 |
| Metil-alkohol | l | 75,906 | | | 273–298 |
| | g | 42,956 | 8,3066 | -1,8756 | 273–973 |
| Ammónia | g | 35,173 | 2,9558 | 0,442 | 273–1473 |
| Víz | g | 32,9992 | 1,339 | -0,17094 | 273–3773 |
| Nitrogén | g | 29,517 | 0,8193 | -0,29265 | 273–3773 |
| Kalcium-karbonát | sz | 82,396 | 4,978 | | 273–1093 |
| Klór | g | 33,6242 | 1,3678 | -1,6077 | 273–1473 |
| Szén-dioxid | g | 38,6435 | -0,01842 | -6,6151 | 273–1773 |
| Kén-dioxid | g | 38,933 | 3,9062 | -3,1057 | 273–1773 |
| Formaldehid | g | 34,2982 | 4,2705 | | 273–1473 |
| Hidrogén | g | 29,676 | 0,16747 | 0,09169 | 273–2473 |
| Kén-hidrogén | g | 34,2396 | 1,5072 | | 273–573 |
| Metán | g | 139,336 | 53,800 | -23,9317 | 273–1473 |
| Oxigén | g | 33,4317 | 5,4721 | 0,3663 | 273–1473 |

(Cristian et. al, 2005)

M10. Néhány szilárd anyag fizikai tulajdonsága

| Anyag | $\rho, \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ | $\lambda, \frac{\text{W}}{\text{mK}}$ | $c_p, \frac{\text{J}}{\text{kgK}}$ |
|----------------|--------------------------------------|---------------------------------------|------------------------------------|
| Abaposztó | 300 | 0,047 | 1884 |
| Agyag | 1500...2000 | 0,9...1,04 | 840...1090 |
| Cement | 820...1950 | 0,07...0,4 | 779 |
| Faszén | 150...200 | 0,074 | 880 |
| Gipsz | 800...1200 | 0,43 | 800...920 |
| Gyapjúsál | 1300 | 0,038...0,050 | 720...1575 |
| Gyapotszál | 1500 | 0,033...0,067 | 1328...1357 |
| Hó | 200 | 0,1 | 2090 |
| Homok | 1500...2000 | 0,93 | 800...920 |
| Jég | 917 | 2,2 | 2260 |
| Juta | 1480 | 0,047...0,060 | 1328 |
| Kazánkő | 1000...2700 | 0,080...2,300 | 837 |
| Kemény gumi | 1200 | 0,158 | 1380 |
| Kender | 1430...1480 | 0,047...0,061 | 1328...1357 |
| Kieselgur | 270...350 | 0,81 | 1000 |
| Koksz | 350...470 | 0,191 | 1210 |
| Kréta | 1850 | 0,8 | 880 |
| Kvarc | 2200...2700 | 0,72 | 800 |
| Lenszál | 1500 | 0,047...0,060 | 1328...1357 |
| Márvány | 2800 | 3,5 | 795 |
| Papír | 700...1100 | 0,14 | 1510 |
| Parafin | 860...930 | 0,240...0,290 | 2900 |
| Poliészterszál | 1380 | 0,0232 | 1051 |
| PVC | 30...70 | 0,05 | 1450 |
| Száraz bükk | 660...830 | 0,209...0,349 | 1700 |
| Száraz fenyő | 370...750 | 0,128...0,279 | 2721 |
| Száraz parafa | 150...300 | 0,04...0,06 | 1260...1760 |
| Szén | 1200...1600 | 0,24 | 1200...1300 |
| Tölgyfa | 920...1280 | 0,209...0,349 | 2386 |
| Üveg | 2400...2600 | 0,58...1,05 | 670 |
| Üvegvatta | 25...200 | 0,01...0,09 | 670...690 |
| Vatta | 80 | 0,042 | 1825 |

(Cristian et al., 2005)

M11. Néhány hőszigetelő anyag hővezetési tényezője, $W/(mK)$

| Megnevezés | Hővezetési tényező | Maximális hőmérséklet, K |
|-----------------|--------------------|--------------------------|
| Üvegszál | 0,042+0,00023 t | 723 |
| Száraz parafa | 0,04–0,06 | 353 |
| PVC hab | 0,05 | 353 |
| Polisztirol hab | 0,015–0,04 | 323 |
| Poliuretán hab | 0,016–0,032 | 373 |
| Salakgyapot | 0,060+0,000145 t | 1023 |

(Pavlov et al., 1972)

M12. Néhány élelmiszer és élelmiszer-alapanyag tulajdonsága

| Anyag | $\rho, \frac{kg}{m^3}$ | $\lambda, \frac{W}{mK}$ | $c_p, \frac{J}{kgK}$ |
|----------------|------------------------|-------------------------|----------------------|
| Árpa | 480...701 | 0,11...0,140 | 1410...1600 |
| Bor | 993...1036 | 0,384...0,494 | 3730...4095 |
| Burgonya | 300...1095 | 0,603...0,610 | 3349 |
| Búza | 590...850 | 0,07...0,080 | 1530 |
| Cukor | 878...1600 | 0,156...0,582 | 1256...1410 |
| Cukorrépa | 570...1075 | 0,639 | 3640...3770 |
| Ecet | 1017...1020 | – | – |
| Élesztő | 450...500 | 0,285 | 2900 |
| Glükóz | 1430...1560 | 0,394 | 1298...2700 |
| Hal | 970...1060 | 0,420...0,520 | 2850...3500 |
| Hús | 940...1100 | 0,230...0,490 | 2512...3056 |
| Keményítő | 550...1623 | 0,107 | 1131...1867 |
| Laktóz | 1530 | – | 1214 |
| Liszt | 400...760 | 0,122 | 1700...1884 |
| Margarin | 860 | – | 2720...2930 |
| Melasz | 1390...1420 | 0,394 | 2700 |
| Méz | 1275...1345 | 0,344 | 1465...2430 |
| Napraforgóolaj | 919 | 0,167 | 1775...2130 |

| Anyag | $\rho, \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ | $\lambda, \frac{\text{W}}{\text{mK}}$ | $c_p, \frac{\text{J}}{\text{kgK}}$ |
|------------|--------------------------------------|---------------------------------------|------------------------------------|
| Növényolaj | 920...936 | 0,169...0,183 | 1633...1926 |
| Rizs | 560...750 | – | – |
| Rozs | 670...740 | 0,09 | 1900...2100 |
| Savó | 1027 | 0,541 | 4080 |
| Sör | 1027...1050 | 0,551...0,626 | 3765...4077 |
| Szójaolaj | 919 | 0,175 | 2100 |
| Tej | 1027...1040 | 0,574 | 3930...3960 |
| Tejföl | 990...1010 | 0,349...0,360 | 3725...4640 |
| Törökbúza | 600...700 | 0,14 | – |
| Túró | 1080 | 0,349 | 1884...2847 |
| Vaj | 930 | 0,201 | 2200 |
| Vert tej | 1030 | 0,453 | 3935 |
| Zab | 350 | 0,07 | 1800...2000 |
| Zselatin | 1360 | – | 2135 |
| Zsír | 859...861 | 0,174 | 2303 |

(Cristian et al., 2005)

M13. Ipari berendezésekben alkalmazott acélcsőméretek

| Külső átmérő, mm | Falvastagság, mm | | | | | | | | |
|------------------------|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|------|------|------|
| | 2,0 | 2,5 | 3,0 | 4,0 | 6,0 | 8,0 | 10,0 | 12,0 | 14,0 |
| 16 | * | | | | | | | | |
| 18 | * | | | | | | | | |
| 20 | * | * | | | | | | | |
| 25 | * | * | * | * | | | | | |
| 30 | * | * | * | * | | | | | |
| 34 | | | * | * | * | * | | | |
| 38 | * | * | * | * | * | | | | |
| 45 | * | * | * | * | * | * | | | |
| 48 | * | * | * | * | * | * | * | | |
| 57 | | | * | * | * | * | * | * | |
| 60 | | | * | * | * | * | * | * | |

| Külső átmérő, mm | Falvastagság, mm | | | | | | | | |
|------------------------|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|------|------|------|
| | 2,0 | 2,5 | 3,0 | 4,0 | 6,0 | 8,0 | 10,0 | 12,0 | 14,0 |
| 76 | | | | * | * | * | * | | |
| 89 | | | | * | * | * | * | * | * |
| 102 | | | | | * | * | * | * | |
| 114 | | | | | * | * | * | * | * |
| 133 | | | | * | * | * | * | * | * |
| 140 | | | | * | * | * | * | | |
| 159 | | | | | * | * | * | | |
| 168 | | | | * | * | * | * | * | |
| 219 | | | | * | | * | * | * | * |
| 273 | | | | | | * | * | * | * |
| 324 | | | | | | * | * | * | * |
| 356 | | | | | | * | * | * | * |

(Pavlov et al., 1972)

M14. Hengereltacélcső-méretek

| Névleges méret | | Külső átmérő, mm | | Falvastag- ság, mm | Egységnyi hossz súlya, kg/m |
|----------------|-----|------------------|-------|--------------------------|-----------------------------------|
| inch | mm | max. | min. | | |
| 1 / 8 | 6 | 10,6 | 9,8 | 2,00 | 0,410 |
| 1 / 4 | 8 | 14,0 | 13,2 | 2,35 | 0,654 |
| 3 / 8 | 10 | 17,5 | 16,7 | 2,35 | 0,858 |
| 1 / 2 | 15 | 21,8 | 21,0 | 2,65 | 1,230 |
| 3 / 4 | 20 | 27,3 | 26,5 | 2,65 | 1,590 |
| 1 | 25 | 34,2 | 33,3 | 3,25 | 2,460 |
| 1 1 / 4 | 32 | 42,9 | 42,0 | 3,25 | 3,170 |
| 1 1 / 2 | 40 | 48,8 | 47,9 | 3,25 | 3,650 |
| 2 | 50 | 60,8 | 59,7 | 3,65 | 5,170 |
| 2 1/2 | 65 | 76,6 | 75,3 | 3,65 | 6,655 |
| 3 | 80 | 89,5 | 88,0 | 4,05 | 8,645 |
| 4 | 100 | 115,0 | 113,1 | 4,50 | 12,400 |
| 5 | 125 | 140,8 | 138,5 | 4,85 | 16,700 |
| 6 | 150 | 166,5 | 163,9 | 4,85 | 19,800 |

(Pavlov et al., 1972)

M15. Néhány töltőtest tulajdonsága

| Típus | Méret, mm | Fajfelület, m ² /m ³ | Szabad térfogat, m ³ /m ³ | Sűrűség, kg/m ³ | Alaktényező |
|---------------|--------------|---|---|-------------------------------|-------------|
| Raschig-gyűrű | 10x10x1,5 | 440 | 0,700 | 700 | 0,420 |
| | 15x15x2 | 330 | 0,700 | 690 | 0,3999 |
| | 25x25x3 | 200 | 0,740 | 530 | 0,172 |
| | 35x35x3 | 140 | 0,780 | 530 | 0,262 |
| | 50x50x5 | 90,0 | 0,785 | 530 | 0,260 |
| Pall-gyűrű | 25x25x3 | 220 | 0,740 | 610 | – |
| | 35x35x4 | 165 | 0,760 | 540 | – |
| | 50x50x5 | 120 | 0,780 | 520 | – |
| | 60x60x6 | 96,0 | 0,790 | 520 | – |
| Lessig-gyűrű | 15x15x2 | 360 | 0,710 | 710 | – |
| | 25x25x3 | 225 | 0,680 | 780 | – |
| | 35x35x4 | 155 | 0,680 | 690 | – |
| | 50x50x5 | 110 | 0,690 | 690 | – |
| Berl-nyereg | 12,5 | 460 | 0,680 | 720 | 0,342 |
| | 25,0 | 260 | 0,690 | 670 | 0,317 |
| | 35,0 | 165 | 0,700 | 670 | 0,297 |

(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

M16. A fluidumok tájékoztató áramlási értékei

| Áramló közeg | Áramlási sebesség, m/s |
|--|------------------------|
| Természetes huzat | 2–4 |
| Légköri nyomású vagy légköri nyomáshoz közeli áramló gáz | 5–20 |
| Tartályból kifolyó folyadék | 0,1–0,5 |
| Csőben áramló folyadék | 0,8–2,5 |
| Telített vízgőz alacsony nyomáson | 15–40 |
| Magas nyomású telített vízgőz | 40–60 |
| Túlhevített vízgőz | 30–50 |
| Szélroham | 25–35 |
| Hurrikán | 55–65 |

(Pavlov et al., 1972)

M17. Csövek érdességének átlagos értékei

| Csőtípus | e, mm | Csőtípus | e, mm |
|---|-------------|-----------------------------------|---------|
| Sárgaréz, ólom, vörösréz, üveg, műanyag | 0,0015–0,01 | Csiszolt betoncső | 0,3–0,8 |
| Alumínium | 0,015–0,06 | Használt öntött vas | 1,40 |
| Varrat nélküli és hegesztett acélcsövek jelentéktelen korrozóival | 0,20 | Sűrített levegőt szállító acélcső | 0,80 |
| | | Gőzvezeték | 0,50 |
| Olajfestéses bádogg | 0,125 | Kondenzátumvezeték | 1,00 |
| Régi, rozsdás acélcső | 0,60 | Durva felületű betoncső | 8,00 |

(Pavlov et al., 1972)

M18. A helyi ellenállási tényező értékei néhány csőidom esetében

| Az ellenállás fajtája | Az ellenállási tényező, ζ , értéke | | | | | | |
|----------------------------------|--|-------------|-------------|-------------|------------|-------------|------------|
| Belépés a csőbe | 0,5 éles széleknél | | | | | | |
| | 0,2 lekerekített széleknél | | | | | | |
| Kilépés a csőből | 1 | | | | | | |
| | m | 0,02 | 0,04 | 0,06 | 0,1 | 0,16 | 0,2 |
| Éles peremű szűkület | ζ | 7000 | 1670 | 730 | 245 | 86 | 51,5 |
| $m = \left(\frac{d}{D}\right)^2$ | m | 0,3 | 0,4 | 0,6 | 0,8 | 0,9 | |
| | ζ | 18,2 | 8,25 | 2 | 0,42 | 0,13 | |
| 90° hajlat | Névleges nyílás, mm | | 12,5 | 25 | 37 | 50 | |
| | ζ | | 2,2 | 2 | 1,6 | 1,1 | |
| Normál szelep teljes nyitáskor | d, mm | 13 | 20 | 40 | 100 | 200 | 250 |
| | ζ | 10,8 | 8 | 4,9 | 4,1 | 4,7 | 5,1 |
| Csap | Névleges nyílás, mm | | 13 | 25 | 32 | 38 | 50 |
| | ζ | | 4 | 2 | 2 | 2 | 2 |

(Pavlov et al., 1972)

M19. A gáztisztító ciklon főbb jellemzői

| A ciklon jellemzői | Típusok méretek szerint | | |
|-----------------------------------|--------------------------|------------------------|---------------------------|
| | A-típus Durva szemcse | B-típus Kis szemcse | C-típus Nagy kapacitás |
| | | | |
| Kivezető átmérője, D_1/D | 0,60 | 0,60 | 0,60 |
| Bevezető csomk szélessége, b/D | 0,26 | 0,26 | 0,26 |
| Bevezető csomk magassága, h_1/D | 1,11 | 0,66 | 0,48 |
| Kivezető cső magassága, h_2/D | 2,11 | 1,74 | 1,56 |
| Hengeres rész magassága, h_3/D | 2,11 | 2,26 | 2,08 |
| Kónikus rész magassága, h_4/D | 1,75 | 2,00 | 2,00 |
| A ciklon teljes magassága, H/D | 4,26 | 4,56 | 4,38 |
| Ellenállási tényező, ζ | 60 | 105 | 180 |

(Pavlov et al., 1972)

M20. Ismertebb szervetlen és szerves anyagok termodinamikai tulajdonságai

| Vegyület | Halmaz- állapot | Entalpia, kJ/mol | Entrópia, cal/(mol·K) | Fajhő, cal/(mol·K) |
|------------------|--------------------|---------------------|--------------------------|--|
| CO ₂ | g | -393,77 | 51,061 | 10,34+0,00274 T-195550/T ² |
| H ₂ O | g | -242,00 | 45,10 | 8,22+0,00015 T+0,00000134T ² |
| | l | -286,00 | 16,716 | - |
| NH ₃ | g | -45,88 | 45,91 | 6,7+0,0063 T |
| H ₂ S | g | -19,97 | 49,15 | 6,48+0,005558 T-1,204 10 ⁶ T ² |
| N ₂ | g | 0 | 45,767 | 6,5+0,001 T |

| Vegyület | Halmaz- állapot | Entalpia, kJ/mol | Entrópia, cal/(mol·K) | Fajhő, cal/(mol·K) |
|------------------------------------|--------------------|---------------------|--------------------------|--|
| N ₂ O | g | 81,85 | 52,58 | 9,24 |
| O ₂ | g | 0 | 49,003 | 8,27+0,000258 T-187700/T ² |
| O ₃ | g | 139,75 | 57,1 | 7,0+0,0071 T-1,8610 ⁻⁶ T ² |
| NaCl | k | -411,64 | 17,3 | 10,79+0,0042 T |
| SO ₂ | g | -297,01 | 59,24 | 7,7+0,0053 T-0,00000083 T ² |
| CH ₄ | g | -74,52 | 44,5 | 3,422+17,845 10 ⁻³ T-4,165 10 ⁻⁶ T ² |
| C ₂ H ₆ | g | -83,82 | 54,85 | 1,375+41,852 10 ⁻³ T-13,827 10 ⁻⁶ T ² |
| C ₃ H ₈ | g | -104,68 | 64,61 | 0,410+0,06471T-2,2582 10 ⁵ T ² |
| CH ₃ OH | g | -200,94 | 57,75 | 4,88+0,02478 T-5,889 10 ⁻⁶ T ² |
| CH ₃ CH ₂ OH | g | -234,95 | 66,39 | 3,578+0,04985 T-1,699 10 ⁻⁵ T ² |

(Green & Perry, 1997, 2008)

M21. Dimenziómentes összefüggések lemezes hőcserélők esetén

$$\alpha \frac{d_e}{\lambda} = C \left(\frac{w \cdot d_e}{\eta} \right)^m \text{Pr}^n \cdot \Gamma$$

| Hőcserélőtípus | A | | | |
|----------------|----------------|------|------|--------------------------------------|
| | C | m | n | Γ |
| | értékei | | | |
| Alfa Laval | 0,314 | 0,65 | 0,4 | 1 |
| | 0,314 | 0,65 | 0,3 | 1 |
| AVP | 0,214 | 0,65 | 0,4 | 1 |
| | 0,214 | 0,65 | 0,3 | 1 |
| Rosenblad | 0,315 | 0,73 | 0,43 | $(\text{Pr}/\text{Pr}_{fal})^{0,25}$ |
| Alfa Laval RII | 0,0917 | 0,73 | 0,43 | $(\text{Pr}/\text{Pr}_{fal})^{0,25}$ |

(Stoica et al., 2007)

M22. Megközelítő hőátadási tényező értékek

| Hőátadás jellege | Közeg | α , W/(m ² K) | Megjegyzés |
|--------------------------------------|-----------------------------------|---------------------------------|-------------------------------------|
| Szabad konvekció | Víz | 250–900 | |
| | Levegő | 3–9 | |
| Kényszerkonvekció | Turbulens vízáram csövekben | 1200–5800 | |
| | Turbulens levegőáram | 35–60 | |
| | Turbulens csőre merőleges vízáram | 3100–10000 | |
| | Turbulens csőre merőleges légáram | 70–100 | |
| Forrásban lévő víz | | 2000–24000 | $p=1$ atm $\Delta T=5\dots 15$ K |
| Vízszintes csövekre kondenzáló gőzök | Vízgőz | 9300–28000 | $\Delta T=1\dots 11$ K |
| | | 17500–35000 | $\Delta T=4\dots 37$ K |
| | Etanolgőz | 1810–2500 | |

(Stoica et al., 2007; Gavrilă & Zichil, 2000; Singh & Heldman, 2009; Onita & Ivan, 2006; Macovei, 2000; Maroulis & Saravacos, 2003)

M23. Néhány készülékben fellépő hőátbocsátási tényező értékek, W/(m²K)

| 1 Fluidum | 2 Fluidum | Hőátbocsátási körülmények | K értékek | Készülékek | |
|-----------|--------------------|---------------------------|-----------------------------------|-------------------------------|--|
| Gáz | Gáz | | 12–35 | Cső a csőben típusú hőcserélő | |
| | Forrásban lévő víz | Az 1 fluidum égési gáz | 5,8–58 | Gőzkazán | |
| | Kondenzáló gőzök | | Az 1 fluidumban szabad konvekció | 5,8–58 | Gőzradiátor Gőzvezeték |
| | | | Az 1 fluidumban kényszerkonvekció | 12–58 | Levegőmelegítő Bordázott csöves hőcserélő |

| 1 Fluidum | 2 Fluidum | Hőátbocsátási körülmények | K értékek | Készülékek |
|------------------|---------------------------|--|--------------------------------|---|
| Folyadék | Gáz | Szabad konvekciós levegő | 5,8–23 | Vízhűtők Levegőhűtők |
| | | Kényszerkonvekciós levegő | 12–58 | Hűtők Hengeres kemencék |
| | Folyadék | Viszkózus fluidumok | 58–290 | Olajhűtő Kígyócső Keverő berendezések palásthűtője |
| | | Turbulens áramlású víz | 290–930 | Csőköteges hőcserélők Kaszádhűtő Keverő palásthűtője |
| Folyadék | Folyadék | Nagy sebességű lecsurgó folyadékok | 930–2330 | Cső a csőben típusú hőcserélők Kígyócsöves hőcserélők |
| | Forrásban lévő folyadék | Viszkózus forrásban lévő folyadékok | 27–350 | Olajhűtő |
| | | Forrásban lévő ammónia | 120–810 | Sóléhűtő Hűtők párologtatója |
| | Kondenzáló gőzök | Viszkózus folyadékok | 58–350 | Olajmelegítő |
| Víz-gőz | | 2330–4070 | Csőves kondenzáló berendezések | |
| Kondenzáló gőzök | Forrásban lévő folyadékok | Viszkózus folyadékok szabad áramlásban | 350–700 | Bepárlók Keverő nélküli palásthűtők |
| | | Kis viszkozitású folyadékok szabad áramlásban | 580–1160 | |
| | | Kis viszkozitású folyadékok kényszeráramlásban | 1160–3500 | Keverős palást vagy kígyócsöves hűtők |

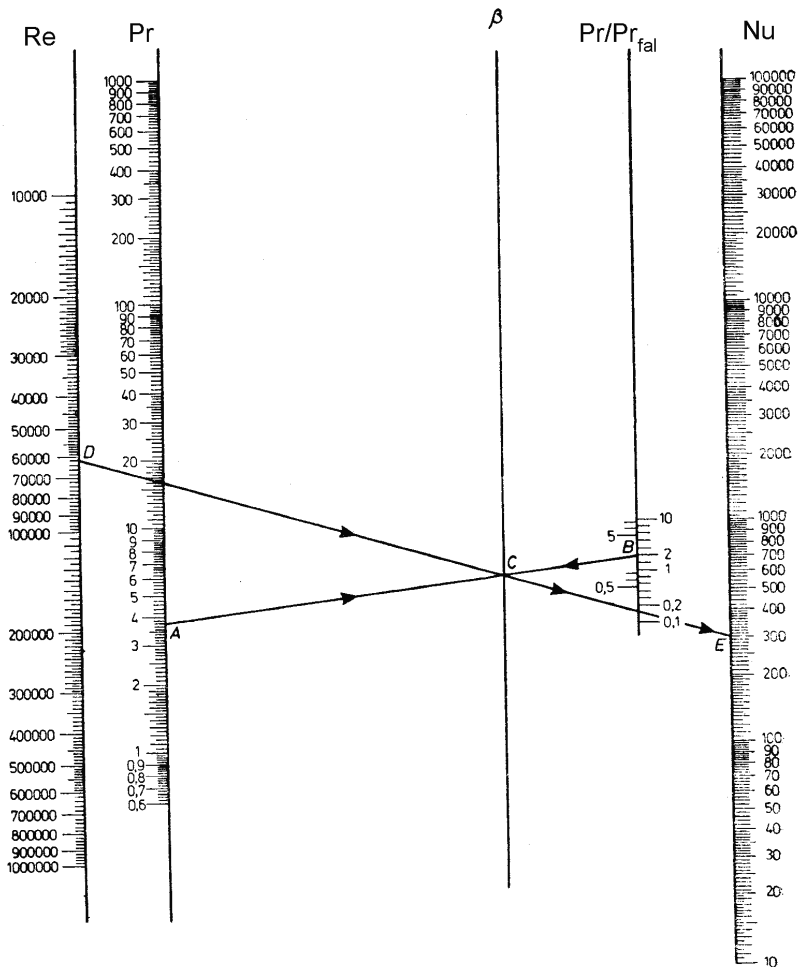
(Gavrilá & Zichil, 2000)

M24. Hőátbocsátási tényező értékek

| A hőközvetítés típusa | K, W/(m ² K) | |
|---|-------------------------|-----------|
| | Szabad | Kényszer |
| Kondenzáló szerves anyagőzők és víz | 230–460 | 340–1700 |
| Kondenzáló gőz és forrásban levő szerves folyadék | | 280–2250 |
| Gőzzel fűtött bepárló | 300–2500 | |
| Kondenzáló gőz – forrásban levő víz | | 1700–4500 |
| Kondenzáló gőz – melegedő víz | 300–1200 | 800–4500 |
| Kondenzáló gőz – melegedő olaj | 50–170 | 100–300 |
| Kondenzáló gőz – melegedő levegő | 6–12 | 10–60 |
| Olaj – olaj | 30–60 | 120–300 |
| Víz – víz | 140–350 | 800–1700 |

(Gavrilă & Zichil, 2000)

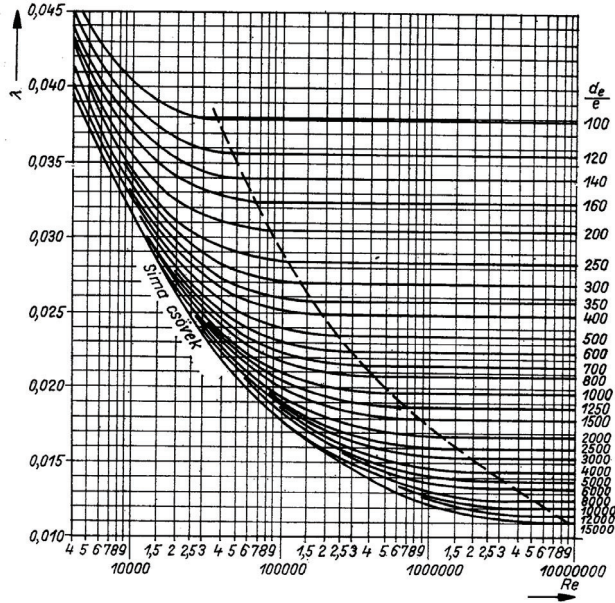
M25. A csövekben fellépő hőátadási tényező meghatározása turbulens áramláskor



($Re > 10000$): Első lépés ABC, Második lépés DCE

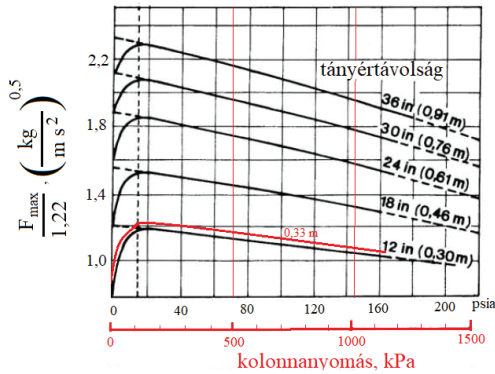
(Pavlov et al., 1972)

M26. A csósúrlódási tényező meghatározása a Re-szám és a relatív érdesség függvényében



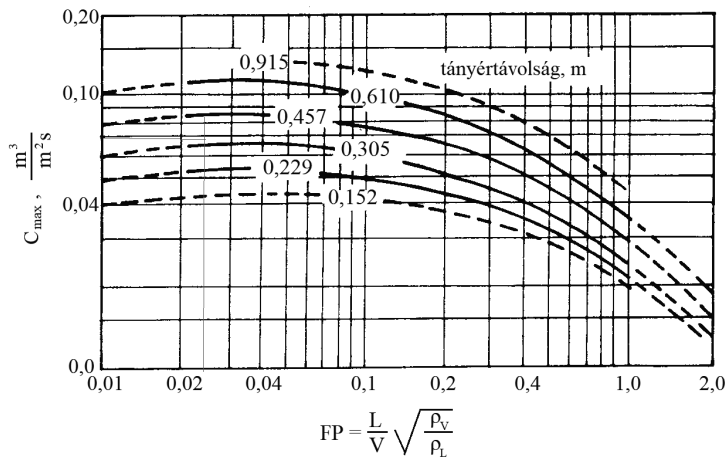
(Pavlov et al., 1972)

M27. F_{max} terhelési faktor kolonnanyomás és tányértávolság függvényében



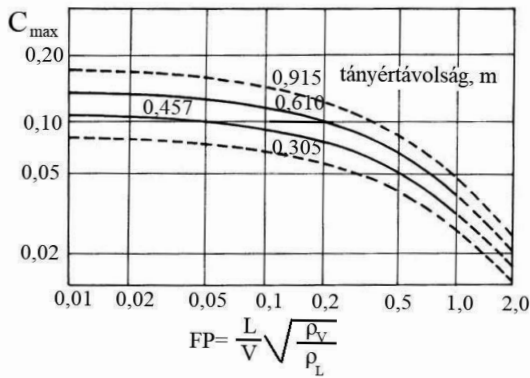
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

M28. Terhelhetőségi diagram szita- és szelepes tányéros oszlopokra



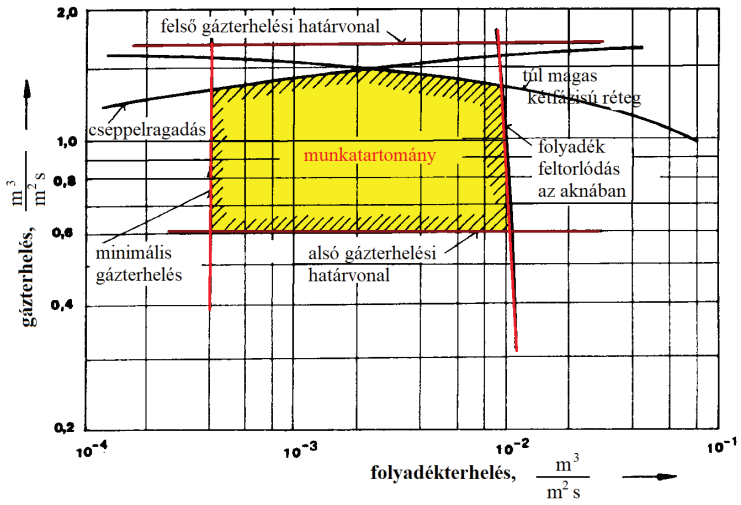
(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

M29. Terhelhetőségi diagram harangtányéros oszlopára



(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

M30. Tányéros oszlopok munkadiagramja (Young-dígram)



(Fonyó & Fábry, 1998, 2004)

REZUMAT

Operații și utilaje în industria alimentară

Îndrumar de proiect

Obiectivul principal al acestui îndrumar de proiect este de a familiariza cursanții cu pașii necesari în elaborarea proiectului tehnologic bazat pe operații unitare și cu dimensionarea aparatelor necesare. Este cunoscut faptul că eficiența producției este influențată în mare măsură de utilajele bine proiectate, fabricate și montate. Atunci când proiectăm linii tehnologice moderne luăm în considerare o serie de aspecte, plecând de la nivelul tehnic atins, mediul economic și social, până la obiceiurile consumatorilor. Măsura în care o unitate de producție îndeplinește așteptările viitorului apropiat depinde de o serie de factori, inclusiv de nivelul tehnic al prezentului, abundența de informații a proiectantului (echipei de proiectare) și, nu în ultimul rând, de instrumentele și metodele disponibile de prelucrare a datelor. O tehnologie bine concepută va solicita parcurgerea câtorva pași foarte importanți, și anume:

- descrierea calității produsului pe baza proprietăților sale fizice, chimice, fizico-chimice, nutriționale și aspecte legate de microbiologia lui;
- explorarea opțiunilor tehnologice de fabricație, selectarea, descrierea celei mai adecvate tehnologii, prezentarea listei de operații unitare și a parametrilor acestora;
- denumirea (denumirile) materiei (materiilor prime), aditivului (aditivilor), excipienților, produselor intermediare și a purtătorilor de căldură, precum și caracterizarea acestora pe baza proprietăților necesare în calculele tehnologice;
- analiza procesului principal/determinant, bilanțul de materiale și energie, parametri, a tipurilor de echipamente utilizabile, selectarea materialului de construcție a utilajului, dimensionarea tehnologică;
- analiza altor operațiuni în proces, calcularea parametrilor constructivi ai aparatelor și mașinilor;
- indicatori ai procesului tehnologic: necesar de materiale și energie, consumuri specifice, impactul asupra mediului, analiza economică și financiară;
- realizarea desenelor tehnice care stau la baza proiectului de execuție.

Obiectul disciplinei *Operații unitare și utilaje în industria alimentară - proiect* se limitează la studiul proceselor unitare. Cu toate acestea, în calculul tehnic sunt necesare o serie de mărimi fizice, care, de fapt, leagă operațiunea analizată de un anumit produs. Prin urmare, este posibil ca sarcina specifică de proiectare să nu

fie o tehnologie în întregime, ci doar o parte din aceasta, în care se efectuează o anumită transformare calitativă a fazelor intrate. Într-un astfel de caz, calculul economic și estimările de costuri suferă oarecum în abordare, accentul fiind pus pe operațiile și aparatele în care se realizează transformarea dorită.

Deoarece disciplina *Operații unitare și aparate în industria alimentară - proiect* este inclusă în programa universitară ca o disciplină de sine stătătoare, îndrumarul este conceput astfel încât să ofere cât mai multe informații posibile studentului, iar studiile de caz inserate oferă sprijin în realizarea unor sarcini independente similare.

Acest îndrumar este structurat în 6 capitole. În primul capitol sunt formulate obiectivele, în al doilea prescripțiile legate de formă și conținut, iar în al treilea este prezentată metodologia predării disciplinei, conținând sfaturi și pentru cadrele didactice îndrumătoare cu privire la modul de organizare a activității individuale a studentului. În cea de-a patra parte ne ocupăm de caracterizarea materialelor, în special a alimentelor, evidențiind proprietăți importante în proiectare. Partea a cincea este consacrată bilanțurilor de materii și energie, prezentând și unele soluții concrete de soluționare a bilanțului pe faze și componente. Partea a șasea cuprinde studiile de caz și are cea mai mare extindere. Aici sunt prezentate, în baza literaturii de specialitate, operații care pot fi utile viitorilor profesioniști, atât prin frecvența lor în industria alimentară, cât și prin abundența informațiilor practice. Operațiile selectate și aparatele destinate realizării lor includ amestecarea la nivel de fază (calcul de amestecare), bilanțul de căldură (calculul schimbătorului de căldură), operațiile de separare a componentelor la echilibru (evaporarea, uscarea, distilarea) și de neechilibru (osmoza inversă).

Îndrumarul se încheie cu listă bibliografică. În Anexe sunt prezentate unele proprietăți care pot fi utile în calcule și evaluarea rezultatelor.

Sperăm că generațiile de studenți vor putea utiliza cu succes ghidul în rezolvarea sarcinilor anuale de proiectare. Așteptăm cu nerăbdare observațiile, comentariile și sugestiile dumneavoastră!

ABSTRACT

Unit operations and equipment in food industry

Project design guide

The main objective of this guide is to familiarize students with the necessary steps in the elaboration of the technological project based on unit operations and with the sizing of the necessary equipment. It is known that the efficiency of production is largely influenced by well-designed, manufactured, and mounted plant. When designing modern technological lines, we take into account a number of aspects, ranging from the technically achieved level, the economic and social environment, to the habits of consumers. The extent to which a production unit meets the expectations of the near future depends on a number of factors, including the current technical level, the abundance of information the designer (designer team) has access to and, last but not least, the available data processing tools and methods. A well-designed technology requires some important steps to be taken, namely:

- description of the quality of the product on the basis of its physical, chemical, physico-chemical, nutritional, and microbiological properties;
- exploring the technological manufacturing options, selecting, describing the most appropriate technology, presenting the list of unit operations and their parameters;
- defining the raw material(s), additive(s), excipients, intermediate products and heating and cooling agents and their characterization on the basis of the properties required in the technological calculations;
- analysis of the core process, material and energy balance, parameters, types of usable equipment, selection of equipment construction material, technological sizing;
- analysis of other operations in the process, calculation of the constructive parameters of apparatus and machines;
- indicators of the technological process: material and energy requirements, specific consumption, environmental impact, economic and financial analysis;
- the technical drawings necessary for the detailed project implementation.

The subject of the discipline *Unit Operations and Equipment in the Food Industry – Project* is limited to the study of unitary processes. However, a number of physical sizes are required in the technical calculation, which in fact link the operation under consideration to a particular product. Therefore, the specific

design task may not be a technology in its entirety but only a part of it, in which a certain qualitative transformation of the incoming phases is carried out. In such a case, the economic calculation and cost estimates somewhat suffer in the approach, the emphasis being on the operations and apparatus in which the desired transformation is carried out.

Since the discipline *Unit Operations and Equipment in the Food Industry – Project* is included in the academic curriculum as a discipline in its own right, the guide is designed to provide as much information as possible to the students, and the case studies included from literature provide support in carrying out similar independent tasks.

This guide is structured into six chapters. In the first chapter, the objectives are stated, in the second prescriptions can be found related to form and content, and in the third chapter the methodology of teaching the discipline is presented, also containing advice for the guiding teachers on how to organize the individual activity of the student. The fourth part deals with the characterization of materials, especially foods, highlighting important properties in design. In the fifth part are defined the materials and energy balance and some concrete solutions for solving balances by phases and components are presented. The sixth part, case studies, is the most extensive section. Based on the literature, operations are presented here that can be useful to future professionals both by their frequency in the food industry and their abundance in practical information. The selected operations intended to be carried out include phase mixing (mixing calculations), heat balance (heat exchanger calculation), and component separation operations both at equilibrium (evaporation, drying, distillation) and non-equilibrium (reverse osmosis) conditions. The guide ends with a list of bibliography. Some properties are presented in the Annexes, which may be useful in calculating and evaluating the results.

We hope that several generations of students will successfully use the guide in solving annual design tasks. We are grateful for Your future observations, comments, and suggestions!

A SZERZŐKRŐL

Dr. Molnos Éva egyetemi adjunktus, okleveles vegyészmérnök az élelmiszeripari technológia területén. Tudományos fokozatát a Bukaresti Műszaki Egyetem Alkalmazott Kémia és Anyagtudományi Karának doktori iskolájában szerezte vegyészmérnöki tudományokban. A PhD-fokozat megszerzése óta a Sapientia EMTE Csíkszeredai Karán adjunktusi beosztásban dolgozik. Tudományos érdeklődése az élelmiszer-tudomány és élelmiszer-előállítás. Oktatói tevékenysége főként az élelmiszeripari transzportfolyamatok és műveletten, az általános élelmiszeripari technológia, valamint a mezőgazdasági termékek minősége és feldolgozása tantárgyak elméleti és gyakorlati foglalkozásaira összpontosul. A *Transzportfolyamatok és műveletten II.* jegyzet és laboratóriumi útmutató társszerzője.

Dr. Szép Alexandru egyetemi tanár, okleveles vegyészmérnök, a szerves kémiai technológia területén szerzett tudományos címet. Tudományos és oktatói munkásságát a vegyészmérnöki tudományok területén végezte eleinte a Iași-i Műszaki Főiskola keretében, majd a 2006/2007-es tanévtől a Sapientia Erdélyi Magyar Tudományegyetemen. Oktatói tapasztalatait több jegyzet, laboratóriumi és tervezési útmutató tükrözi mind a szerves sók technológiája, mind a nehéz vegyipari technológiák (klór-alkáli, szóda és mész technológia) területén. A Sapientia EMTE-n a vegyészmérnöki (és rokonipari) tudományok néhány alaptárgyát – transzportfolyamatok és műveletten, általános kémiai technológia, technológiai folyamatok elemzése és szintézise, illetve a fizikai-kémia fontosabb fejezetei – oktatta. Fontos szerepe volt az élelmiszer- és környezetipari mérnöképzés területén a technológiai terv és diplomamunka tárgyak tartalmi és módszertani megfogalmazásában és fejlesztésében. Az e téren megjelentetett *Élelmiszeripari technológiai számítások I–III.* és *Diplomadolgozat-készítési útmutató* jelenti a hallgatók záróvizsgadolgozat-készítésében a támaszt.

Dr. András Csaba Dezső egyetemi adjunktus, okleveles vegyészmérnök a szerves kémiai technológia területén. Tudományos fokozatát a Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem keretében működő Oláh György Doktori Iskolában szerezte bioaktív élelmiszer-hatóanyagok kinyerése fűszer- és gyógynövényekből szuperkritikus fluid extrakció alkalmazásával témakörben. A Iași-i Gh. Asachi Műszaki Egyetem elvégzése után a BME Doktori Iskolájában folytatta tanulmányait, majd a Richter Gedeon kutatói ösztöndíj után a Sapientia EMTE Csíkszeredai Karának tanársegéde, majd adjunktusa lett. Tudományos érdeklődése szerteágazó, kezdve a bioaktív anyagok hatásmechanizmusától, egészen azok laboratóriumi és ipari kinyeréséig. Kutatói és oktatói tevékenysége főleg a hatóanyagok kinyerésére irányul, új módszerek, illetve laboratóriumi eszközök kifejlesztésében vállalva szerepet. Az alapképzésben a Transzportfolyamatok és műveletten, Reaktorok és bioreaktorok tárgyak elméleti és gyakorlati foglalkozásainak az oktatója. Társszerzője a *Transzportfolyamatok és műveletten* jegyzeteknek és az *Élelmiszeripari technológiai számítások III.* útmutatónak.

Scientia Kiadó

400112 Kolozsvár (Cluj-Napoca)

Mátyás király (Matei Corvin) u. 4. sz.

Tel./fax: +40-364-401454

E-mail: scientia@kpi.sapientia.ro

www.scientiakiado.ro

Korrektúra:

Szenkovics Enikő

Műszaki szerkesztés:

Metaforma Kft.

Tipográfia:

Könczey Elemér

Nyomdai munkálatok:

F&F INTERNATIONAL Kft.

Felelős vezető: Ambrus Enikő igazgató

A gyakorlatban alkalmazott technológiák tervezési szempontjainak megismertetése a mérnöki oktatás egyik alapvető fontosságú feladata. Noha a modern technológiai berendezések tervezése során több szempontot is figyelembe kell venni, jelent útmutató – műveletcentrikus megközelítése révén – iránytűként szolgál a hallgatók számára az élelmiszeriparban alkalmazott folyamattervezésben. A műszaki számítások útvesztőiben még járatlan diákok számos elméleti információ mellett konkrét esettanulmányok megoldásait is megismerve már céltudatosabban foghatnak neki egy hasonló tematikájú önálló munkához. Reméljük, hogy hallgatók generációi fogják használni az útmutatót a tervezési feladatok sikeres elkészítésében.

ISBN 978-606-975-055-1



9 786069 750551