

**ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫНЫҢ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ
МИНИСТРЛІГІ Ш.ЕСЕНОВ АТЫНДАҒЫ КАСПИЙ МЕМЛЕКЕТТІК
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ЖӘНЕ ИНЖИНИРИНГ УНИВЕРСИТЕТІ**

ХИМИЯ ЖӘНЕ ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯ КАФЕДРАСЫ

НАУЫРЫЗОВА Б.Ж.

**ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯНЫҢ НЕГІЗГІ
ПРОЦЕСТЕРІ ЖӘНЕ АППАРАТТАРЫ**

Оқу құралы

Ақтау қаласы

ӘОЖ 544 (075.8)

ББК 35. 11 Я 73

Б-45

Пікір берушілер: Қазақ мемлекеттік қыздар педагогикалық университеті
профессоры, х.ғ.д. Б.М.Бутин

Ш.Есенов атындағы Каспий мемлекеттік технологиялар
және инжиниринг университеті профессоры, х.ғ.к.

К.Б.Батманов

Қазақ мемлекеттік қыздар педагогикалық университеті
доценті, х.ғ.к. К.Б.Бажыкова

Б.Ж.Науырызова

Химиялық технологияның негізгі процестері және аппараттары: Оқу құралы -
Ақтау, Ш.Есенов атындағы КМТЖИУ, 2010. - 151б.

ISBN 978-601-226-024-3

Бұл оқу құралы Ш. Есенов атындағы Каспий мемлекеттік технологиялар және
инжиниринг университетінде Химия-технология мамандықтары
мамандықтарда оқитын «Химиялық технологияның негізгі процестері және
аппараттары» пәні бағдарламасына сәйкес жасалған.

ББК 35. 11 Я 73

Ш. Есенов атындағы Каспий мемлекеттік технологиялар және инжиниринг
университетінің Оқу-әдістемелік Кеңесінің шешімімен баспаға ұсынылды

ISBN 978-601-226-024-3

© «Ш. Есенов атындағы Каспий мемлекеттік технологиялар және
инжиниринг университеті» РМҚК, 2010 ж.

Мазмұны

Кіріспе	4
1 Негізгі процестердің түрлері	5
2 Гидростатика.....	13
3 Гидродинамика.....	17
4 Сұйықтарды тасымалдау	39
5 Газдарды тасымалдау және сығу.....	44
6 Сұйықты және газды әртекті жүйелерді ажырату.....	48
7 Жылу процестері.....	57
8 Буландыру. Буландыруды жүргізудің әдістері.....	72
9 Масса алмасудың негіздері.....	77
10 Абсорбция.....	95
11 Сұйықтарды айдау.....	104
12 Ректификация.....	110
13 Экстракция.....	122
14 Адсорбция.....	124
15 Кептіру	127
16 Кристалдану.....	134
17 Мембраналы ажырату.....	135
Химиялық технологияның негізгі процестері және аппараттары пәні бойынша тест сұрақтары.....	140
Пайдаланылған әдебиеттер.....	149

Кіріспе

Химия өнеркәсібінде өткізілетін әртүрлі процестердің салдарынан химиялық әрекеттесу нәтижесінде көптеген өзгерістерге ұшырайды. Химия-технология процестеріне олардың негізі болатын химиялық реакциядан басқа, физикалық, механикалық және физика-химиялық процестер кіреді. Әртүрлі химиялық өнімдерді алу технологиясы физикалық және физика-химиялық процестерді қамтиды. Бұл процестер әртүрлі химия өндірісінде жұмыс істейтін машиналар мен аппараттарда өткізіледі. Химиялық технологияның әртүрлі саласына бірдей процестер мен аппараттар – негізгі процестер мен аппараттар деп аталады.

«Химиялық технологияның негізгі процестері мен аппараттары» пәні химия өндірісінің барлық салаларында, жеңіл және тамақ өнеркәсіптерінің инженер-технолог мамандарын дайындауда ең қажетті пәндердің бірі.

Оқу құралында химиялық технологияның негізгі процестерінің физикалы-химиялық маңызын талдау жолдары, олардың тиімді өту шарттары мен механизмдері, аппараттардың құрылымдары, жұмыс істеу принциптері және оларды есептеу тәсілдері келтірілген.

«Химиялық технологияның негізгі процестері мен аппараттары» пәні екі бөлімнен тұрады. Бірінші бөлім гидромеханикалық және жылу процестерін қамтиды да, екінші бөлім химиялық технологиядағы масса алмасу процестерін қарастырады.

Сонымен қатар «Химиялық технологияның негізгі процестері мен аппараттары» пәні негізгі процестердің теориясын, аппараттар мен машиналардың құрылысын және оларды есептеу тәсілдерін үйрететін пән.

1. НЕГІЗГІ ПРОЦЕСТЕРДІҢ ТҮРЛЕРІ

Процестердің өту жылдамдығын анықтайтын негізгі заңдарға байланысты төмендегіше болады:

1. Гидромеханикалық процестер – өту жылдамдығы гидродинамиканың (сұйықтар мен газдардың қозғалысы жөніндегі ғылым) – заңдарымен анықталады. Бұларға төмендегі процестер жатады: сұйықтарды тасымалдау, газдарды тасымалдау және сығу, тұндыру, центрифугалау (ортадан тепкіш күштің) және қысым күшінің (сүзу) әсерлерімен ажырату, сұйықтық ортаны араластыру. Процестің қозғаушы күші қысымдар айырмасы болады.

2. Жылу процестері – өту жылдамдығы жылу өту (жылуды тарату тәсілдері жөніндегі ғылым) заңдарымен анықталады. Бұларға: жылыту, суыту, конденсациялану, балқу, кату, булану және буландыру процестері кіреді. Процестің қозғаушы күші – температуралар айырмасы болады.

3. Массаалмасу (диффузиялық) процестер. Мұндай процестер қоспаның бір немесе бірнеше құрастырушыларының бір фазадан екінші фазаға өтуімен сипатталады. Бұларға: адсорбция, ректификация (айдау), экстракция, абсорбция, кристаллизация, кептіру процестері кіреді. Процестің қозғаушы күші – концентрациялар айырмасы болады.

4. Химиялық (реакциялы) процестер – өту жылдамдығы химиялық кинетиканың заңдарымен анықталады. Бұл процестерге каталитикалық крекинг, пиролиз, гидротазалау және т. б. Кіреді. Процестің қозғаушы күші – әрекеттесетін заттардың концентрациялары болады.

5. Механикалық процестер – өту жылдамдығы қатты заттар механикасының заңдарымен анықталады. Бұларға: қатты денелерді ұсақтау, іріктеу, араластыру және тасымалдау процестері кіреді.

Ұйымдастыру тәсілі бойынша негізгі процестер былай жіктеледі:

1. Мерзімді әрекеттегі процестер. Белгілі уақыт ішінде аппаратқа шикізат материалы жүктеліп, ол өңделіп болған соң, аппараттан дайын өнім алынады да, аппаратқа жаңадан шикізат жүктеледі. Мұндай кезде процестің барлық сатысы бір жерде (яғни, бір аппаратта), бірақ әртүрлі кезеңде өткізіледі.

2. Үздіксіз әрекетті процестер. Аппаратқа шикізатты жүктеу және одан дайын өнім алу үздіксіз болады. Мұнда процестің барлық сатысы (стадиясы) бір уақытта, бірақ аппарат көлемінің әртүрлі нүктелерінде өткізіледі. Сонымен бірге, аппарат көлемінің әр нүктелеріндегі температураның, қысымның, концентрацияның және т.б. параметрлердің мәні уақыт бойынша өзгермейді.

Құрастырылғын әрекеттегі процестер. Мұнда үздіксіз әрекеттегі процестің кейбір сатысы (стадиясы) мерзімді әрекетте немесе керісінше өтеді.

Үздіксіз әрекеттегі процестердің мерзімді әрекеттегі процестерге қарағанда мынадай артықшылықтары бар:

- дайын өнім үздіксіз алынады;
- процесті механикаландыру және автоматтандыру оңай;
- алынатын өнімнің сапасы біркелкі болады, себебі процестің өту режимі тұрақты;

- жабдықтың ықшамдылығы, яғни материалдық және эксплуатациялық шығымдары аз;
- аппараттың жұмысында тыным болмағандықтан, берілетін және алынатын жылу толығымен пайдаланады және шыққан жылуды пайдалану мүмкіндігі бар.

Бөлшектердің аппаратта болу уақытының таралуы және соның әсерінен процесті анықтайтын басқа факторлардың (температура, концентрация және т. б.) уақыт бойынша өзгеруіне байланысты үздіксіз әрекетті аппараттардың екі теориялық моделі болады:

1. Идеалды ығыстырғыш, мұнда барлық бөлшек белгілі бір бағытта ешқандай араласпастан алдыңғы бөлшектерді ығыстырып, яғни қатты поршень тәрізді жылжиды. Мұндай аппараттарда барлық бөлшектердің аппаратта уақыты бірдей болады.

2. Идеалды араластырғыш, мұнда аппаратқа кірген бөлшектер, ондағы бөлшектермен лезде және толық араласып кетеді. Бөлшектер аппарат көлемінде біркелкі болып таралып, процесті сипаттайтын параметрлердің мәні лезде бірдей болады.

Бөлшектердің аппаратта болу уақыты бірдей емес. Нақты үздіксіз әрекеттегі аппараттар осы екі модельдің аралығында болады, яғни бөлшектердің болу уақыты, идеалды араластырғыш аппаратқа қарағанда біркелкілеу болады, ал идеалды араластырғыш аппарат аппаратындағыдай ешқашан тең болмайды.

1.1 Процестер мен аппараттарды есептеудің жалпы принциптері

Процестер мен аппараттарды есептеу төмендегі негізгі мақсаттарды көздейді:

1. жүйенің тепе-теңдік күйін анықтау;
2. шикізат материалының шығынын және алынған өнімнің мөлшерін, сонымен бірге жұмсалатын энергия (жылу) және жылуалмастырғыштың мөлшерін есептеу;
3. аппараттың қолайлы режимін, жұмыс бетін және жұмыс көлемін анықтау;
4. аппараттың негізгі размерлерін анықтау.

Жүйенің тепе-теңдік күйін қарастыру арқылы процестің өту бағыты және оны өткізудің мүмкіндік шегі анықталады. Осыған қарай процеске әсер ететін параметрлердің бастапқы және соңғы шамаларын анықтайды.

1.2 Материалдық байланыс

Массаның сақталу заңы негізінде материалдық тепе-теңдік (баланс) құрылады:

$$\sum G_6 = \sum G_c + G_{ш}$$

мұнда, $\sum G_6$ – процесте қатынасатын заттардың бастапқы жалпы массасы;

$\sum G_c$ – процестің нәтижесінде алынған өнімнің массасы;

$G_{ш}$ – шығын болған заттардың массасы (буға айналу, саңылаулардан ағып кету және т. б.)

Материалдық баланс процеске қатысатын барлық материалдар үшін немесе сол материалдардың бір құрастырушысы үшін жазуға болады. Мерзімді

процестерде материалдық баланс бір операцияға, ал үздіксіз процестер уақыт бірлігіне жазылады. Бұл баланстан қажет болған шикізат шығыны немесе алынатын өнімнің шамасы есептеп табылады.

1.3 Энергетикалық баланс

Энергияның сақталу заңының негізінде энергетикалық (жылулық) тепе-теңдік құрылады:

$$\sum Q_6 = \sum Q_c + Q_{ш}$$

мұнда, $\sum Q_6$ – аппаратқа бастапқы материалдармен енгізілетін жылу;

$\sum Q_c$ – аппараттан алынған өнімдермен шығатын жылу;

$Q_{ш}$ – қоршаған ортаға таралатын жылу шығыны.

$$\sum Q_6 = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

мұнда, Q_1 – шикізаипен енгізілетін жылу;

Q_2 – процестің жылу эффектісі (егер процесс нәтижесінде жылу сіңірілсе, онда теріс таңбалы болады);

Q_3 – сырттан енгізілетін жылу.

$$\sum Q_c = Q_4 + Q_5$$

Q_4 – алынған өнімдерден кететін жылу;

Q_5 – жылутасымалдағышпен кететін жылу.

Бұл тепе-теңдіктен Q_3 -ті, сосын жылутасымалдағышты өлшейді.

1.4 Процестердің қозғаушы күші, жылдамдығы және қарқындылығы.

Процестердің негізгі теңдеулері

Жоғарыда айтылған процестердің барлығы қозғаушы күштің әсерінен ғана өтуі мүмкін. Қозғаушы күш жүйенің (процестің) тепе-теңдік күйінен ауытқу дәрежесін сипаттайды. Мысалы, ол гидродинамикалық процестер үшін – қысымдар айырмасы, массаалмасу процестері үшін – концентрациялар айырмасы болып табылады.

Процестердің негізгі теңдеулерін төмендегіше жазуға болады:

$$M = K_F F \Delta \tau,$$

$$M = K_V V \Delta \tau$$

мұнда, M – процесс нәтижесі, мысалы, өткен жылу немесе зат мөлшері;

K_F , K_V – процесс жылдамдығының беттік немесе көлемдік коэффициенті (мысалы, жылу өту және масса өту коэффициенттері);

Δ – қозғаушы күш;

τ – уақыт

Процесс нәтижесінің (жылу немесе зат мөлшерінің) уақыт бірлігіне қатынасы процестің жылдамдығы деп аталады.

$$\omega = M/\tau$$

Процестің жылдамдығының аппаратының бетіне (F) немесе көлеміне (V) қатынасын процестің қатқындылығы деп атайды.

$$K_F = M/F\tau;$$

$$K_V = M/V\tau$$

K_F және K_V -ның кері мәні, ол жалпы түрде $1/K=R$ -кедергіні (мұндағы: гидравликалық, термиялық және диффузиялық кедергілер) анықтайды. Сонымен, процестің қарқындылығы барлық уақыт қозғаушы күшіне тура пропорционал, ал кедергіге кері пропорционал болады:

$$M/F\tau = \Delta/R;$$

$$M/V\tau = \Delta/R$$

Бұл теңдеуден аппараттың жұмыс көлемі (V) немесе бетін (F) есептейді:

$$F = M/K_F\Delta$$

$$V = M/K_V\Delta\tau$$

Егер аппарат арқылы өтетін заттың көлемі V_c белгілі болса және оның жылдамдығы берілсе ω , онда аппараттың көлденең қимасы былай табылады:

$$S = V_c/\omega$$

S -тің мәні бойынша аппараттың негізгі размерінің біреуін анықтайды, мәселен цилиндр тәрізді аппараттар үшін оның диаметрі D . Аппараттың тағы бір размері – оның биіктігі H (тік аппарат) немесе ұзындығы l (горизонталь аппарат). (1.8) теңдеу арқылы F анықталса, онда $F = a \cdot V$ арқылы V табылады. мұнда, a – аппараттың меншікті беті, яғни аппараттың көлеміне сәйкес беті;

V – анықталған соң аппараттың биіктігі (немесе ұзындығы)

$$V = S \cdot H \text{ теңдеуімен есептеледі.}$$

(1.8) теңдеудегі процестің қозғаушы күші мен жылдамдық коэффициенттерінің сандық мәнін табу, процестерді есептердің ең күрделісі болып табылады.

1.5 Модельдеу тәсілдері

Процестер мен аппараттарды өндірістік жағдаймен масштабта зерттеу өте қиын және қымбат. Сондықтан процестердің заңдылықтарына лабораториялық жағдайда модельді аппараттарда зерттейді, яғни модельдеуді қолданады. Дегенмен лабораториялық жағдайда өткізілген технологиялық процесс болашақ

өндірістің тек принципиалдық схемасын ғана беруі мүмкін. Меншікті мөлшер коэффициенттерін және болашақ аппараттар мен машиналардың құрылысын анықтау мақсатында, лабораторияда алынған нәтижелерді үлкейтілген (пилотты) қондырғыларда тексеру қажет. Процестерді мұндай жолмен зерттеу күрделі және көп уақытты талап етеді. Өндірістік аппараттарды жобалауға керекті мәліметтерді лабораториялық тәжірибе нәтижелерін тексермей алу үшін төмендегілер белгілі болу керек: біріншіден – процестің негізгі кинетикалық заңдылықтары және олардың математикалық өрнектері; екіншіден – масштабтандыру теориясы.

Қазіргі заманғы ең тиімді технологиялық құрылғылар алудың шарты теориялық және тәжірибелі зерттеулердің бірдей жүргізілуі болып табылады.

Қазіргі кезде модельдеу теориясы екі бағытта дамытылуда:

1. физикалық модельдеу – процестерді модельдер жәрдемімен және процестің өту жылдамдығына физикалық шамалар (параметрлер) мен аппараттың размерлерінің әсерін зерттеу арқылы;
2. математикалық модельдеу – есептеу техникасы жәрдемімен процестің математикалық моделдерін алу және оларды пайдалану арқылы.

Физикалық модельдеу арқылы ұқсастық теория заңдылықтарына негізделген. Лабораториялық модельде алынған тәжірибені мәліметтер ұқсастық теориясы арқылы өңделіп, әртүрлі сандар (критерийлер) арасындағы байланыстар арқылы процесті өрнектейтін санды теңдеулер алынады. Бұл байланыстардан өндірістік аппараттық жұмыс параметрлері және размерлерін анықтайды.

Математикалық моделдеу деп процестің әрбір сатысын зерттеп, оның математикалық моделін алу керек. Модель әртүрлі физикалық шамалар арасындағы байланысты көрсететін теңдеулер (мысалы, дифференциалды) түрінде беріледі. Мұндай моделді алу үшін тәжірибелі мәліметтер және теориялық байланыстар пайдаланылады. Химия технологиясының әрбір процесі өту шартына және аппарат түріне қарай бөлінеді. Процестерді (немесе бір бөлігін) қарастырғанда төмендегі моделдердің біреуі қолданылады:

1. идеалды араластырғыш;
2. идеалды ығыстырғыш;
3. аралық (ығыстырғыш пен араластырғыш арасындағы) модель.

Әртүрлі физикалық құбылыстарда сипаттайтын теңдеулердің ұқсастығы математикалық моделдеудің негізі болып табылады. Мәселен, масса, жылу немесе қозғалыс мөлшерінің өту процестерін электр мөлшерінің өту процесімен моделдеуге болады.

Моделдеу кибернетикалық – күрделі процестерді және химия технологиялық системаларды басқару жөніндегі ғылымының – негізі болып табылады.

1.6 Гидромеханикалық процестер. Гидравликаның негіздері.

Гидравликада гидромеханиканың заңдары және оларды іс жүзінде қолдану қарастырылады. Гидравлика гидростатика және гидродинамика деген екі бөлімнен тұрады.

Гидростатика сұйықтар мен газдардың тепе-теңдік заңдары, ал гидродинамикада олардың қозғалыс заңдары қарастырылады. Гидродинамикалық заңдылықтар жылу, массаалмасу және химиялық процестердің өту жолдарын анықтайды.

Сұйықтар мен газдардың тепе-теңдік шарты, олардың белгілі көлеміне әсер ететін күштер арқылы анықталады. Бұл күштер өздерінің табиғатына байланысты (немесе әсерінің түріне) беттік және массалық (көлемдік) болып бөлінеді.

Гидравликаның негізгі заңдылықтарын зерттеуді оңайлату үшін идеал сұйық деген ұғым енгізілген. Идеал сұйықтың айырмасы: идеал сұйық қысым әсерінен сығылмайды; температурамен қысым өзгергенде тығыздығы өзгермейді; ішкі үйкелісі (тұтқырлығы) жоқ деп саналады.

Табиғатта кездесетін сұйықтар нақты сұйық деп аталады. Мұндай сұйықтар тамшылы (сұйықтың және серпімді газдар және булар) болып бөлінеді. Тамшылы сұйықтар іс жүзінде сығылмайды, олардың көлемдік ұлғаю коэффициенті аз болады. Серпімді сұйықтардың көлемі температура мен қысым өзгергенде өте көп өзгереді.

Сұйықтадың негізгі физикалық қасиеттері

Химия технологиясының процестері және аппараттарын есептеуде, сұйықтардың төмендегі негізгі қасиеттері қолданылады.

1. Тығыздық және меншікті салмақ.
2. Гидростатикалық қысым.
3. Тұтқырлық.
4. Беттік керілу

Тығыздық және меншікті салмақ. Сұйықтың көлем бірлігіндегі массасы сол сұйықтың тығыздығы деп аталады және ρ -мен белгіленеді:

$$\rho = m/V \quad (2.1)$$

мұндағы: m – сұйық массасы, кг;
 V – сұйық көлемі, м³.

Сұйықтың көлем бірлігіндегі салмағы сол сұйықтың меншікті салмағы деп аталады.

$$\gamma = \frac{G}{V} \quad (2.2)$$

Сұйықтың массасы мен салмағы арасында мынадай байланыс бар:

$$m = \frac{G}{g}$$

g – еркін түсу үдеуі, м/с²;

Бұл формулада m мәнін (2.1) теңдеуіне қойсақ

$$\rho = \frac{G}{V_g} = \frac{\gamma}{g}$$

$$\gamma = \rho \cdot g \quad (2.3)$$

Тамшылы сұйықтардың тығыздығы мен меншікті салмағы қысым мен температура өзгергенде өте аз өзгереді және серпімді сұйықтардың (газдардың) ρ және γ мәндеріне қарағанда едәуір көп болады.

Газдардың тығыздығын жеткілікті идеал газдар күйінің теңдеуі арқылы есептеуге болады:

$$PV = \frac{mRT}{M} \quad (2.4)$$

мұнда, P – қысым, Па; T – температура; °К;

M – I кмоль газдың массасы, кг/моль;

R – 8314 Дж/моль град; газдардың универсалды тұтқырлығы.

(2.4) теңдеуден:

$$P = \frac{m}{V} = \frac{PM}{RT} \quad (2.5)$$

Тығыздыққа кері шама, яғни газдың масса бірлігіндегі көлемі, меншікті көлем деп аталады және ν -мен белгіленеді:

$$\sigma = \frac{V}{m} = \frac{RT}{PM} \quad (2.6)$$

Гидростатикалық қысым. Беттік және массалық күштердің әсерінен сұйық ішінде гидростатикалық қысым пайда болады. Тепе-теңдікте тұрған сұйық ішінен ΔF элементар ауданды бөліп аламыз. Бұл ауданға нормаль бойынша ΔP күші әсер етеді. $\Delta P/\Delta F$ – қатынасы орташа гидростатикалық қысым, аласы қатынастың $\Delta F \rightarrow 0$ -дағы шегі осы нүктедегі гидростатикалық қысым деп аталады.

$$\lim_{\Delta F \rightarrow 0} \Delta P/\Delta F = P \quad (2.7)$$

Сұйықтың кез келген нүктесіндегі гидростатикалық қысымның барлық бағыттағы шамасы бірдей. Па-мен өлшенетін қысым және сұйық бағанасы биіктігімен өлшенетін қысым арасындағы байланыс:

$$P = \rho \cdot g \cdot H \quad (2.8)$$

Қысым өлшейтін приборлар (монометр және вакуумметр) абсолюттік ($P_{абс}$) және атмосфералық қысымдардың ($P_{атм}$) арасындағы айырмасы көрсетеді. Егер көлемдегі қысым атмосфералық қысымнан көп болса, онда бұл айырма артықша қысым ($P_{арт}$), ал егер аз болса вакуум ($P_{вак}$) деп аталады.

$$P_{абс} = P_{атм} + P_{арт} \quad (2.9)$$

$$P_{абс} = P_{атм} - P_{вак} \quad (2.10)$$

Тұтқырлық. Өртүрлі жылдамдықпен аққан сұйықтың екі қабатының арасында қозғалысқа қарсылықты тұтқырлық немесе сұйықтың ішкі үйкелісі деп атайды. Сұйықтың үйкелісінің барлығын ең алғаш рет И. Ньютон айтқан болатын. Оның заңы бойынша: ішкі үйкеліс сұйықтың жанасу бетінің ауданы мен жылдамдық градиентіне тура пропорционал:

$$T = -\mu \cdot F \frac{d\omega}{dn} \quad (2.11)$$

мұнда: T – үйкеліс күші, F

F – жанасу бетінің ауданы, m^2

$d\omega/dn$ – жылдамдық градиенті

ω – сұйық қабатының жылдамдығы

dn – екі сұйық қабатының арасындағы нормаль бойынша арақашықтық.

$$\frac{T}{F} = -\mu \frac{d\omega}{dn} \quad (2.12)$$

τ – үйкеліс күшінің кернеуі, Па.

Практикалық есептерде көбінесе тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті мен сұйық тығыздығының қатынасына тең тұтқырлықтың кинематикалық коэффициенті қолданылады:

$$\omega = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.13)$$

μ – сұйықтар үшін өте үлкен аралықта өзгереді.

Газдар қоспасы үшін тұтқырлықтың динамикалық коэффициентін шамалап мына формуламен анықтауға болады:

$$\frac{M_k}{\mu_k} = \frac{Y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{Y_2 M_2}{\mu_2} + \dots \quad (2.14)$$

мұндағы, M_k , M_1 , M_2 – газ қоспасының және оның құрастырушыларының мольдік массасы;

μ_k , μ_1 , μ_2 ... – жоғарыдағыларға сәйкес тұтқырлықтың динамикалық коэффициенттері;

Y_1 , Y_2 ... – қоспадағы құрастырушылардың көлемдік үлесі.

Қалыпты (ассоциаланбаған) сұйықтар қоспасының тұтқырлығының динамикалық коэффициентін мына формуламен анықтауға болады:

$$\lg M_k = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots \quad (2.15)$$

мұндағы, μ_k , μ_1 , μ_2 – қоспа және оның құрастырушыларының тұтқырлығының динамикалық коэффициенті;

x_1 , x_2 – қоспадағы құрастырушылардың мольдік үлесі.

Құрамындағы қатты фазаның (көлем бойынша) үлесіне байланысты суспензиялардың тұтқырлығының динамикалық коэффициентін төменгі эмпирикалық формулалар арқылы анықтауға болады:

$$а) \varphi < 0,1 \text{ болғанда, } \mu_{\text{сус}} = \mu_c(1+2,5\varphi) \quad (2.16)$$

$$б) \varphi \leq 0,3 \text{ болғанда, } \mu_{\text{сус}} = \mu_c 0,59 / (0,77 - \varphi)^2 \quad (2.17)$$

мұнда, φ – қатты фазаның көлемдік үлесі.

Беттік керілу. Көптеген процестерде тамшылы сұйықтар қозғалыс кезінде газ немесе бір-бірімен араласпайтын басқа тамшылы сұйықтармен жанасады. Бұл кезде сұйық тамшы, басқа сұйықтағы тамшылар немесе сұйықтағы газдардың көпіршіктері шар тәрізді формаға жақын формаларды қабылдайды. Жанасу бетін көбейту үшін, яғни жаңадан беттер пайда болу үшін белгілі бір энергияны жұмсау керек. Жаңадан пайда болатын бетке жұмсалатын жұмысты фазалар ара немесе беттік керілу деп атайды.

Беттік керілу температура көбейген сайын азаяды.

СИ: $[\sigma] - \text{Дж/м}^2 = \text{Н м/м}^2 = \text{Н/м}$;

СГС: $[\sigma] = \text{дн см/см}^2 = \text{дн/см}$;

МКГСС: $[\sigma] = \text{кгс м/м}^2 = \text{кгс/м}$

Беттік керілу σ мәні қатты заттардың тамшылы сұйықтармен сулануын сипаттайды, сулану адсорбциялық ректификациялық аппараттарға өтетін процестердің гидродинамикалық шартына едәуір әсер етеді.

2. ГИДРОСТАТИКА

2.1 Тепе-теңдік дифференциал теңдеулері

Тепе-теңдіктер салыстырмалы және абсолютті болады. Салыстырмалы тепе-теңдікте сұйықтардың бөлшектері бір-бірімен араласпайды және көлемнің формасы өзгермей қатты дене сияқты біртұтас болып қозғалады. Мысалы, қозғалыстағы цистерна ішіндегі тұрақты бұрыштық жылдамдықпен айналатын центрифуга барабаны және т.б. ішіндегі сұйықтар. Бұл жағдайда тепе-теңдікті қозғалыстағы ыдыстың қабырғасына салыстырып қарастырады.

Тыныштықта тұрған ыдыс ішіндегі сұйықтық тепе-теңдігі абсолютті болады (жер бетімен салыстырғанда). Жердің айналуына байланысты бұл тепе-теңдік салыстырмалы тепе-теңдіктің жекелеген түрі болады.

Тепе-теңдіктегі сұйықтарға ауырлық және қысым күші әсер етеді.

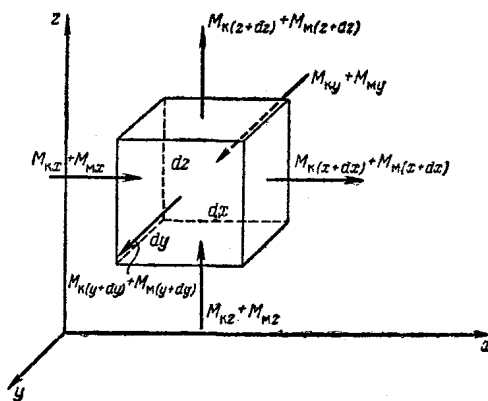
Сұйықтардың тепе-теңдік шарты, оларға әсер ететін күштердің өзара қатынасымен анықталады. Бұл күштердің сұйық ішінде таралуы Эйлердің тепе-теңдік дифференциал теңдеулерімен өрнектеледі.

Тепе-теңдіктегі сұйық көлемінің ішінен қырлары dx , dy , dz , көлемі dV болған шексіз кіші параллелепедті бөліп қараймыз. Параллелепедке әсер ететін ауырлық күші оның массасы dm және еркін түсу үдеуінің көбейтіндісіне тең: $g dm$. Параллелепедтің кез-келген жағына әсер ететін гидростатикалық қысым

күші – гидростатикалық қысым P мен жақ ауданының көбейтіндісіне тең болады. P -ның мәні координаталарға байланысты:

$$P=f(x, y, z)$$

Статистиканың негізгі заңына байланысты тыныштық күйдегі шексіз кіші көлемге әсер ететін күштердің координата осьтеріне проекцияларының қосындысы нөлге тең болады, әйтпесе сұйық қозғалыста болуы керек.



Сурет 1. Эйлердің дифференциалды теңдеуін анықтау үшін.

Күштердің Z -осіне проекцияларының қосындысын қарастырамыз. Ауырлық күші Z -осіне параллель және оған қарама-қарсы бағытталған, сондықтан минус (-) таңбамен проекцияланады.

$$-gdm = -\rho g dV = -\rho g dx dy dz$$

Параллелепипедтің $dx dy$ төменгі жағына гидростатикалық қысым күші нормаль бойынша әсер етеді және оның Z -осіне проекциясы $\rho dx dy$ тең болады. Егер гидростатикалық қысымның Z осі бойынша өзгеруі $\partial P / \partial z$ болса, онда dz қыры бойынша өзгеруі $\partial P dz / \partial z$ болады. Қарама-қарсы (жоғарғы) жақтағы гидростатикалық қысым $|P + \partial P dz / \partial z|$ -тең. Онда гидростатикалық қысым күшінің z -осіне проекциясы:

$$-(P + \partial P dz / \partial z) dx dy$$

Тең әсерлі қысым күшінің Z -осіне проекциясы:

$$-\rho g dx dy dz - \partial P dx dy dz / \partial z = 0$$

мұндағы, $dx dy dz = dV$ - параллелепипедтің көлемі және ол нөлге тең болмайтынын ескерсек, онда

$$-\rho g - \partial P / \partial z = 0 \quad (2.18)$$

Ауырлық күшінің X және Y осьтеріне проекциясы нөлге тең. Сондықтан күштердің X -осіне проекцияларының қосындысы:

$$Pdx dz - (P + \partial P dx / \partial x) dy dz = 0$$

Жақшаны ашып қысқартқан соң:

$$-\partial P dx dy dz / \partial x = 0 \text{ немесе } -\partial P / \partial x = 0$$

Дәл осы сияқты У осіне:

$$-\partial P dx dy dz / \partial y = 0 \text{ немесе } -\partial P / \partial y = 0$$

Сонымен шексіз кіші параллелепипедтің тепе-теңдік шарты төмендегі теңдеулер системасымен өрнектеледі:

$$\begin{aligned} -\partial P / \partial x &= 0 \\ -\partial P / \partial y &= 0 \\ -\rho g - \partial P / \partial z &= 0 \end{aligned} \quad (2.19)$$

Бұл теңдеу Эйлердің тепе-теңдік дифференциалды теңдеулері деп аталады.

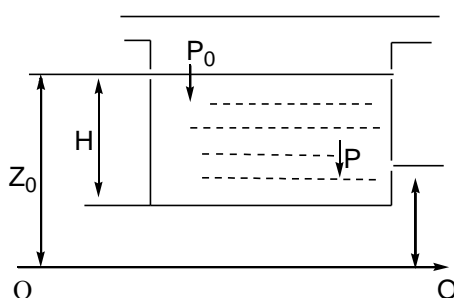
2.2 Гидростатиканың негізгі теңдеуі

Эйлердің (2.19) теңдеулерінен тепе-теңдік күйдегі сұйықты қысымның тек қана вертикаль бойынша өзгертіндігін көреміз. $\partial P / \partial x$ және $\partial P / \partial y$ мәндері нөлге тең болғандықтан, $\partial P / \partial z$ – дербес туындыны толық dP / dz туындымен алмастыруға болады, демек

$$-\rho g - dP / dz = 0; \quad -dP - \rho g dz = 0$$

Теңдеудің екі жағын ρg -ға бөліп, таңбасын өзгертіп жазамыз:

$$dP / \rho g + dz = 0; \quad d(P / \rho g + z) = 0$$



Сурет 2. Гидростатиканың негізгі теңдеуіне арналған.

Егер $\rho = \text{const}$ болса, онда бұл теңдеуді интегралдап төмендегіні табамыз:

$$P / \rho g + z = \text{const} \quad (2.20)$$

Бұл теңдік гидростатиканың негізгі теңдеуі. Бұл теңдіктегі бірінші мүше статикалық напор немесе пьезометрлік напор деп аталады. Бұл шама сұйықтың салмақ бірлігіне келетін меншікті потенциалды энергиясымен есептеледі. Екінші мүше – геометриялық напор деп аталады. Бұл теңдеу деңгейдегі

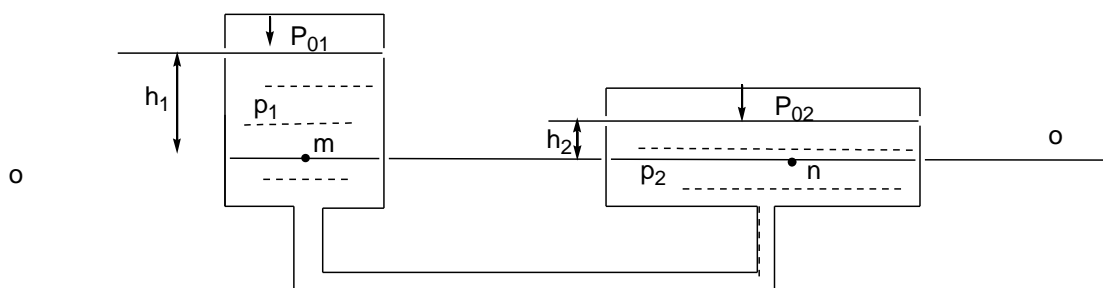
статикалық және геометриялық напорлардың қосындысы тұрақты шама екендігін көрсетеді.

Сонымен, тыныш қалыптағы сұйықтың әр нүктесі үшін геометриялық және статикалық тегеуріндердің қосындысы тұрақты шама болады.

2.3 Гидростатиканың негізгі теңдеуінің іс жүзінде қолданылуы

Қатынас ыдыстардың принциптері және оны қолдану

Қатынас екі ыдыстағы бір-бірімен араласпайтын әртекті екі сұйық тыныштық күйде деп есептейміз.



Сурет 3. Қатынас екі ыдыстағы тепе-теңдік шарттары.

Ыдыстың екеуінің де төбелері жабық, сұйықтардың еркін беттеріндегі қысым екі ыдыста екі түрлі деп санаймыз. Сұйықтардың тығыздығын ρ_{01} , ρ_{02} деп, сұйық бетіндегі қысымдарды P_{01} , P_{02} деп белгілейміз. Екі бір-бірімен араласпайтын, сұйықтардың шекарасы арқылы горизонталь салыстыру жазықтық өткіземіз. Осы жазықтық бойында жатқан m және n нүктелерінде гидростатикалық қысымдарды анықтаймыз:

$$P_m = P_{01} + \rho_1 g h_1;$$

$$P_n = P_{02} + \rho_2 g h_2$$

Мұнда h_1 және h_2 – жазықтықтан жоғары жатқан деңгейлерінің биіктіктері. Сонымен тең қысымды салыстыру жазықтықта жатқан нүктелерде гидростатикалық қысым шамалары бір-біріне тең болғандықтан, $P_m = P_n$

$$P_{01} + \rho_1 g h_1 = P_{02} + \rho_2 g h_2$$

$$P_{01} - P_{02} = \rho_2 g h_2 - \rho_1 g h_1 \quad (2.21)$$

Бұл формула сұйықтың қатынас ыдыстардағы тепе-теңдік шарты деп аталады.

Бұл формуланы төмендегі жағдайлар үшін шешеміз:

А. Ыдыстарға біртекті сұйық құйылған және сұйықтардың еркін беттеріндегі қысымдардың шамасы бірдей $|P_{01} = P_{02}|$, ал егер ыдыстардың төбесі ашық болса, $P_{01} = P_{02} = P_{\text{атм}}$ болады. Мұндай жағдайда $h_1 = h_2$. Демек, төбелері ашық немесе жабық қатынас ыдыстарға біртекті сұйықтар құйылып, олардың еркін

беттеріндегі қысымдар шамасы бірдей болса, онда сұйықтар деңгейлері ыдыстардың формаларының және қимасының түріне байланыссыз бірдей биіктікте жатады.

Б. Ыдыстарға екі түрлі бір-бірімен араласпайтын сұйықтар құйылған, сұйық беттік қысымы өзара тең. Егер екі беті ашық қатынас ыдыстарда екі түрлі сұйық болса, олардың еркін беттерінің шекаралық салыстыру жазықтығынан биіктіктері сұйықтың тығыздықтарына кері пропорционал болады:

$$\rho_1 g h_1 = \rho_2 g h_2$$

немесе

$$h_1/h_2 = \rho_2/\rho_1 \quad (2.22).$$

3. ГИДРОДИНАМИКА

Гидродинамикада, жоғарыда айтылған сұйық қозғалысының жалпы заңдары зерттеледі. Сұйықтар қозғалысының қозғаушы күші – қысымдар айырмасы болады. Қысымдар айырмасы насосармен, компрессорлар жәрдемімен және сұйықтардың деңгейлері мен тығыздықтарының айырмасы арқылы пайда болады.

Гидродинамиканың заңдары берілген мөлшердегі сұйықты қажетті жылдамдық пен тасымалдау керек болған қысымдар айырмасын, яғни осы қозғалысқа жұмсалатын энергия шамасын, немесе керісінше, - берілген қысымдар айырмасы арқылы сұйықтың жылдамдығын және мөлшерін анықтауға мүмкіндік береді.

Гидродинамиканың ішкі және сыртқы мәселелері болады. Ішкі мәселе – сұйықтардың құбырлар мен каналдар ішіндегі қозғалысын қарастырады. Сыртқы мәселе – сұйықтардың әртүрлі денелерді (механикалық араластыру, қатты денелердің сұйықта тұнуы, т.б.) ағыстап ағуының заңдылықтарын қарастырады.

Кейбір процестер, мәселен, сүзу, насадкалы аппараттардағы массаалмасу, реакторлардағы қатты катализатор арқылы өтетін химиялық процестер және т.б. сұйықтардың күрделі пішіндегі каналдар ішінде қатты денелерде ағыстап қозғалады. Сұйықтың осындай қозғалысы гидродинамиканың аралас мәселесі болады. Мұндай мәселелерді зерттегенде, мәселені ішкі және сыртқы деп есептеп, солар үшін шамалап шешеді.

Гидродинамикада сұйық қозғалысының жалпы заңдары сипатталады. Сұйық қозғалысының қозғаушы күші – қысымдар айырмасы болып табылады. Қысымдар айырмасы насосар мен компрессорлардың жәрдемімен және сұйықтардың деңгейлері мен тығыздықтарының айырмасы арқылы пайда болады.

Гидродинамиканың заңдары берілген мөлшердегі сұйықты қажетті жылдамдықпен тасымалдау керек болған қысымдар айырмасын, яғни осы қозғалысқа жұмсалатын энергия шамасын немесе берілген қысымдар айырмасы арқылы сұйықтың жылдамдығын және мөлшерін анықтауға мүмкіндік береді.

Гидродинамиканың ішкі және сыртқы мәселелері болады.

Ішкі мәселе – сұйықтардың құбырлар мен каналдар ішіндегі қозғалысын қарастырады.

Сыртқы мәселе – сұйықтардың әртүрлі денелерді ағыстап ағуының заңдылықтарын қарастырады (механикалық араластыру, қатты денелердің сұйықта тұнуы, т.б.)

Кейбір процестер, мысалы, сүзу, насадкалы аппараттардағы массаалмасу, реакторлардағы қатты катализатор арқылы өтетін химиялық процестер сұйықтардың күрделі пішіндегі каналдарішінде қатты денелерде ағыстап қозғалады.

Сұйықтың осындай қозғалысы гидродинамикалық аралас мәселесі болып табылады. Мұндай мәселелерді зерттегенде, мәселені ішкі және сыртқы деп есептеп, солар үшін шамалап шешеді.

Гидродинамикалық сұйықтардың қозғалысының негізгі сипаттамаларына мыналар жатады:

- а) сұйықтың жылдамдығы және мөлшері;
- б) гидравликалық радиус және эквивалентті диаметр;
- в) қалыптасқан және қалыптаспаған қозғалыстар;
- г) сұйықтар қозғалысының тәртіптері (режимдері);
- д) турбулентті ағынның сипаттамалары.

Сұйықтардың қозғалысының негізгі сипаттамалары: біріншіден, сұйықтың жылдамдығы және мөлшері.

а) Сұйықтың жылдамдығы және мөлшері.

Сұйықтың көлденең қимасы тұрақты болған құбыр ішіндегі қозғалысын қарастырайық. Ағынның көлденең қимасы арқылы уақыт бірлігінде өткен сұйық шамасын – сұйықтың мөлшері деп атайды. (м³/с, м³/сағ, өлшенетін көлемдік, өлшенетін массалық, кг/с, кг/сағ)

Ағынның көлденең қимасының әртүрлі нүктелерінің жылдамдығы әртүрлі болады, мысалы, құбырдың қабырғасына жақын жерде жылдамдық аз, ал құбыр осінде ең көп.

Көп жағдайларда жылдамдықтың көлденең қимадағы үлесу заңы белгісіз болады және оны анықтау өте қиын. Сондықтан ағынның көлденең қимадағы жылдамдығын есептеуде шындық (локальдік) жылдамдықты емес, жалған орташа жылдамдықты қабылдаймыз.

Бұл жылдамдық ω (м/с) арқылы белгіленеді және ол сұйықтың көлденең мөлшерінің V_c (м³/с) көлденең қима ауданына S (м²) қатынасына тең:

$$\omega = V_c / S \quad (1)$$

бұл теңдеуден көлемдік мөлшер мынаған тең болады: $V_c = \omega S$ (2)

Ал массалық мөлшер M (кг/с) былай анықталады:

$$M = V_c \rho = \rho \omega S \quad (3)$$

мұндағы, ρ – сұйықтың тығыздығы, кг/м³

$\rho \omega = W$ (4) (кг/м² с) массалық жылдамдық деп аталады.

б) гидравликалық радиус және эквивалентті диаметр.

Егер сұйықтар көлденең қимасының пішіні дөңгелектен өзгеше болған қималар арқылы қозғалса, онда есепті ұзындық размер орнына гидравликалық радиус және эквивалентті диаметр қабылданады. Сұйық ағатын құбырдың немесе каналдың көлденең қима ауданының сұйықтану периметріне қатынасы гидравликалық радиус деп аталады.

$$R_r = S / \Pi \quad (5)$$

мұндағы: S – сұйық ағынының көлденең қима ауданы, м²

Π – сұйықтану периметрі, м (құбырдың немесе каналдың сұйықпен есептелетін периметрлері)

Егер құбыр қимасы дөңгелек болса және сұйық құбырмен толып ақса, онда сұйық ағынының көлденең қима ауданы мынаған тең болады:

$$S = \pi d^2 / 4 ; \Pi = \pi d.$$

яғни, гидравликалық радиус мынаған тең:

$$r_r = S / \Pi = \pi d^2 / 4 ; \pi d = d / 4 \quad (6).$$

Гидравликалық радиус арқылы өрнектелген диаметр эквивалентті диаметр деп аталады.

$$d = d_{\text{эКВ}} = 4r \quad (7)$$

Демек, 5 – формулаға байланысты

$$d_{\text{эКВ}} = 4 S / \Pi \quad (8)$$

в) қалыптасқан және қалыптаспаған қозғалыстар.

Егер қозғалыс жылдамдығының шамасы мен бағыты уақыт бойынша өзгермейтін болса, мұндай қозғалысты қалыптасқан қозғалыс дейді. Қалыптасқан қозғалыста сұйықтың жылдамдығы тек кеңістік координаталарына байланысты өзгереді, яғни $\omega_x = f(x, y, z)$ және кез келген нүктеде уақыт бойынша өзгермейді, яғни $d\omega_x/dt = 0$.

Егер қозғалыс жылдамдығының шамасы мен бағыты уақыт бойынша өзгертін болса, мұндай қозғалысты қалыптаспаған қозғалыс деп атайды,

яғни $\omega_x = f(x, y, z, \tau)$ және $d\omega_x/dt \neq 0$

Үздіксіз әрекетті процестерге қалыптасқан, ал мерзімді процестерге қалыптаспаған қозғалыс тән.

Қозғалыстағы сұйықтың әрбір бөлшегінің параметрінің уақыт және кеңістік бойынша өзгеруі, уақыт бойынша толық туындымен өрнектеледі. Мұндай туындыны субстанционалды туынды деп аталады.

U – арқылы уақыт пен кеңістік бойынша өзгертін кез келген шамасын белгілейік ($\rho, t, \rho, t.б.$)

Егер сұйық бөлшегі координаталар x, y, z болған A нүктесінен координаталары $(x+dx), (y+dy), (z+dz)$ болған B нүктесіне қозғалып өтсе, онда U шамасының қалыптасқан қозғалыста өзгеруі мынаған тең болады:

$$dU = \frac{du}{dx} dx + \frac{du}{dy} dy + \frac{du}{dz} dz \quad (9)$$

Ал егер қалыптаспаған қозғалыс болса,

$$[U = f(x, y, z)]$$

Онда уақыт бойынша өзгеруі былай жазылады:

$$\frac{dU}{d\tau} = \frac{du}{d\tau} + \frac{du}{dx} \frac{dx}{d\tau} + \frac{du}{dy} \frac{dy}{d\tau} + \frac{du}{dz} \frac{dz}{d\tau} \quad (10)$$

мұндағы,

$\frac{dx}{d\tau} = \omega x, \frac{dy}{d\tau} = \omega y, \frac{dz}{d\tau} = \omega z$ – жылдамдықтың осьтер бойынша құрасытырушылары.

10 – формуланы былай жазуға болады:

$$\frac{dU}{d\tau} = \frac{du}{d\tau} + \frac{du}{dx} \omega x + \frac{du}{dy} \omega y + \frac{du}{dz} \omega z \quad (11)$$

11 – формула U – шамасының субстанционалдық туындысын өрнектейді.

г) сұйықтар қозғалысының режимдері.

Сұйық қозғалысының екі түрлі режимі туралы алғаш рет тәжірибе жүргізіп, толық зерттеу жасаған ағылшын физигі Рейнольдс (1883 ж) болатын.

Мына суретте көрсетілгендей сұйық деңгейі тұрақты болып тұратын ыдысқа шыны құбыр қосылған. Сұйық мөлшерін реттеу үшін шыны құбырға кран орнатқан. Шыны құбырдың осі арқылы кішкене түтікпен сұйық баяу жіберген. Шыны құбырдағы сұйықтың төменгі жылдамдықтарында баяу жан-жағындағы сұйықпен араласпай, шыны құбыр ішінде түзу сызық бойымен горизонталь жіп сияқты созылып ағады. Себебі, төменгі жылдамдықта сұйықтың бөлшектері бір-бірімен араласпастан, бір-біріне параллель, тәртіпті түрде ағады. Мұндай қозғалысты ламинарлық режим деп атайды.

Егер кранды көбірек ашса, қозғалыс жылдамдығы көбейгенде баяу сызықтың түзулігі бірден бұзылады. Сұйықтың белгісіз бейберекет траекториямен тәртіпсіз қозғалысы турбулентті режим деп аталады.

Рейнольдс тәжірибелері арқылы белгілі болғандай, сұйықтың қозғалысының режиміне сұйықтың тұтқырлығы μ , тығыздығы ρ , орташа жылдамдығы ω ,

құбырдың эквивалентті диаметрі $d_{\text{экв}}$ әсер етеді. Осы шамаларды біріктіріп, сұйықтардың қозғалыс режимін анықтайтын бір өлшемсіз комплекс сан алуға болады:

$$Re = \frac{\omega d_{\text{экв}} \rho}{\mu}$$

бұл комплексті Рейнольдс саны (критерийі) деп атайды.

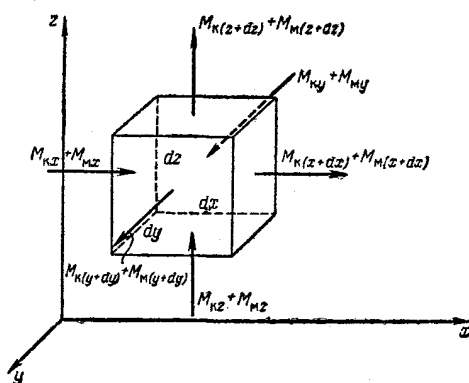
Ламинарлық режимнен турбулентті режимге ауысуы Рейнольдстің аумасы санымен Re_{ay} сипатталады. Мысалы, сұйықтардың түзу тегіс құбырлар арқылы қозғалысында $Re_{\text{ay}}=2320$.

Егер, $Re < 2320$ болса, ламинарлық режим, ал $Re > 2320$ болса, турбулентті режим болады. $Re > 10000$ – орнықты турбулентті режим. $2320 < Re < 10000$ аралығында орнықсыз турбулентті режим немесе өтпелі режим болады, себебі құбырда екі түрлі режим (құбыр осінде турбуленттік, ал қабырға жанында ламинарлық) болуы мүмкін.

Рейнольдстің аумасы саны құбырдың бұдырлығына, пішініне байланысты болады. Іс жүзінде көбінесе турбулентті режим кездеседі. Ламинарлық режим лабораториялық жағдайларда және тұтқырлығы көп сұйықтардың қозғалысында кездеседі.

3.1 Ағынның үзіліссіздік теңдеуі

Ағынды үзіліссіз немесе тұтас ағады, яғни сұйықпен толтырылмаған бос жері жоқ деп есептеп, жылдамдықтар арасындағы жалпы байланысты анықтаймыз.



Сурет 4. Ағынның дифференциалдық үзіліссіздік теңдеуі үшін.

Ағынның ішінен көлемі dV болған элементар параллелипiped бөліп аламыз. Осы параллелипiped бойынша өтетін сұйық массасының тепе-теңдігі былай жазылады:

{массаның жиналу жылдамдығы} = {кіретін масса жылдамдығы} - {шығатын масса жылдамдығы}

$dydz$ қыры бойынша кіретін сұйық массасының шамасы мынаған тең:

$$M_x = \rho \omega x dx dy dz$$

Осы оське қарама-қарсы қыры бойынша шығатын сұйық массасы:

$$M_{x+dx} = \left[\rho \omega_x + \frac{d(\rho \omega_x)}{dx} dx \right] dx dy dz d\tau$$

x осі бойынша сұйық массасының жиналу шамасы:

$$dM_x = M_x + M_{x-dx} = - \frac{d(\rho \omega_x)}{dx} dx dy dz d\tau$$

Дәл осылай у және z осьтері бойынша:

$$dM_y = M_y + M_{y-dy} = - \frac{d(\rho \omega_y)}{dy} dx dy dz d\tau$$

$$dM_z = M_z + M_{z-dz} = - \frac{d(\rho \omega_z)}{dz} dx dy dz d\tau$$

Элементар параллелипедтегі сұйықтың жалпы жиналу массасы:

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = - \left[\frac{d(\rho \omega_x)}{dx} + \frac{d(\rho \omega_y)}{dy} + \frac{d(\rho \omega_z)}{dz} \right] dV d\tau$$

Сонымен бірге, сұйықпен толтырылған көлемнің массасының өзгеруі сұйық тығыздығының өзгеруінен болуы мүмкін.

$$dM = \frac{d\rho}{d\tau} dV d\tau$$

Соңғы екі теңдеуді теңестіріп және $d\rho/d\tau$ оң жаққа өткізіп, төмендегідей формула аламыз:

$$\frac{d\rho}{d\tau} + \frac{d(\rho \omega_x)}{dx} + \frac{d(\rho \omega_y)}{dy} + \frac{d(\rho \omega_z)}{dz} = 0$$

Бұл теңдеу сұйық ағынының қалыптаспаған қозғалысының үзіліссіздік теңдеуі деп аталады.

Егер сұйық қозғалысы қалыптасқан болса, онда тығыздық уақыт бойынша өзгермейді $d\rho/d\tau=0$ болады, яғни:

$$\frac{d(\rho \omega_x)}{dx} + \frac{d(\rho \omega_y)}{dy} + \frac{d(\rho \omega_z)}{dz} = 0$$

іс жүзінде сығылмайтын сұйықтар үшін ағынның дифференциалдық үзіліссіздік теңдеуі былай жазылады:

$$\frac{d\omega_x}{dx} + \frac{d\omega_y}{dy} + \frac{d\omega_z}{dz} = 0 \quad (1)$$

себебі тамшылы сұйықтар мен газдардың изотермиялық жағдайдағы ағындардың жылдамдығы дыбыс жылдамдығынан көп аз үшін тығыздық тұрақты болады $P=\text{const}$.

Бұл теңдеудің сол жағындағы – жылдамдықтардың координата осьтері бойынша өзгерулерінің қосындысы жылдамдық векторының дивергенциясы деп аталады және $\text{div}\omega$ – белгілейміз. Онда теңдеуді төмендегідей жазуға болады:

$$\text{div}\omega=0 \quad (1a)$$

Көлденең қимасы әртүрлі болатын құбыр тұтас ағынмен ағатын сұйықтың элементар көлемінен барлық көлеміне өту үшін (1) теңдеуді интегралдаймыз. Егер сұйық көлденең қимасы өзгермейтін құбырмен қалыптасқан қозғалыста бір бағытпен ақса, (1) – теңдеудің интегралы мына байланысты береді:

$$\rho\omega = \text{const}$$

ω – сұйықтың орташа жылдамдығы.

Егер құбырдың қима ауданы S әртүрлі болса, онда аудан бойынша интегралдан мынаны табамыз:

$$\rho \omega S = \text{const} \quad (2)$$

2 және 2a теңдеулері қалыптасқан ағынның үзіліссіздік теңдеуінің интегралды түрін сипаттайды. Бұл теңдеуді мөлшердің тұрақтылық теңдеуі деп те атайды. Сонымен, сұйық құбырмен қалыптасқан қозғалыста толып ақса, онда құбырдың әрбір көлденең қимасынан уақыт бірлігінде өткен сұйықтың мөлшері тұрақты болады.

Тамшылы сұйықтар үшін $\rho_1=\rho_2=\rho_3=\text{const}$, онда 2 – теңдеуді былай жазамыз:

$$\omega s = \text{const} \quad (3)$$

Демек, $\omega_1 S_1 = \omega_2 S_2 = \omega_3 S_3 = \text{const} \quad (3a)$

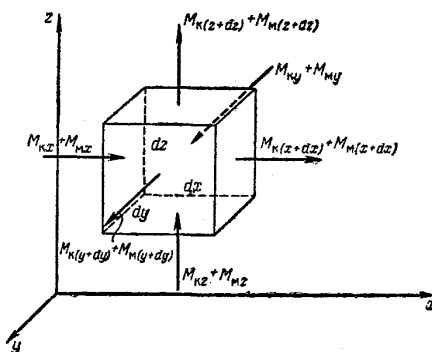
яғни, $V_1 = V_2 = V_3 = \text{const}$.

$V = \omega S$ – сұйықтың көлемдік мөлшері, $\text{м}^3/\text{с}$.

Сонымен құбырдың әртүрлі көлденең қимасындағы тамшылы сұйықтың жылдамдықтары осы қима аудандарындағы кері пропорционал болады.

3.2 Сұйық қозғалысының дифференциалдық Эйлер теңдеуі

Бұл теңдеуді қарастыру үшін ағын ішінен көлемі $dV = dx dy dz$ – элементар параллелепедті бөліп аламыз.



Параллелепипедке әсер ететін күштердің координат осьтеріне проекциясы мынадай:

$$x \text{ осіне } - \frac{d\rho}{dx} dx dy dz$$

$$y \text{ осіне } - \frac{d\rho}{dy} dx dy dz$$

$$z \text{ осіне } - \left(\rho g + \frac{d\rho}{dz} \right) dx dy dz$$

Динамикалық негізгі принципіне байланысты, қозғалыстағы сұйықтың элементар көлеміне әсер ететін күштердің проекцияларының қосындысы, сұйық массасы мен оның үдеуінің көбейтіндісіне тең.

Егер сұйықтың жылдамдығы ω болса, онда оның үдеуі $\frac{d\omega}{d\tau}$, ал үдеудің

координата осьтеріне проекциясы – $\frac{d\omega_x}{d\tau}$; $\frac{d\omega_y}{d\tau}$; $\frac{d\omega_z}{d\tau}$ болады.

Мұндағы ω_x , ω_y , ω_z – x, y, z – осьтері бойынша жылдамдық құрастырушылары.

Бұл жерде жылдамдықтың уақыт бірлігінде өзгеруі, кеңістікте алынған нүкте жылдамдығының өзгеруін емес, сұйық бөлшектерінің кеңістікте бір нүктеден екінші нүктеге өткендегі жылдамдықтарының уақыт бойынша өзгеруі. Қозғалыс қалыптасқан болғандықтан, нүктедегі жылдамдықтың уақыт бірлігінде өзгеруі нөлге тең.

Элементар параллелепипедтегі сұйықтың массасы:

$$dm = \rho dx dy dz$$

Сонымен, динамиканың негізгі принципі бойынша, сұйық массасы координат осьтерінің проекцияларына тең:

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_x}{d\tau} = - \frac{d\rho}{dx} dx dy dz$$

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_y}{d\tau} = - \frac{d\rho}{dy} dx dy dz$$

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_z}{d\tau} = - \left(\rho g + \frac{d\rho}{dz} \right) dx dy dz$$

Бұл теңдеудегі $dx dy dz$ қысқартып:

$$\rho \frac{d\omega_x}{d\tau} = - \frac{d\rho}{dx};$$

$$\rho \frac{d\omega_y}{d\tau} = - \frac{d\rho}{dy}$$

$$\rho \frac{d\omega_z}{d\tau} = - \rho g - \frac{d\rho}{dz}$$

–идеалды сұйықтың қалыптасқан қозғалысының дифференциал Эйлер теңдеуі.

$\frac{d\omega_x}{d\tau}$; $\frac{d\omega_y}{d\tau}$; $\frac{d\omega_z}{d\tau}$ – жылдамдықтарының субстанционалды туындылары.

Бұл теңдеулер системасын интегралдау нәтижесінде Бернулли теңдеуін алу мүмкін. Ол үшін $\omega = \omega_{\max}/2$ (құбыр ішіндегі ламинарлы ағынның орташа жылдамдығы құбыр осіндегі жылдамдықтың жартысына тең) теңдеудің оң, сол жақтарын dx , dy , dz – сәйкес көбейтіп, сұйықтың жылдамдығына ρ -ға бөліп мынадай теңдеу аламыз:

$$d\omega_x \frac{dx}{d\tau} = -\frac{1}{\rho} \frac{dp}{dx} dx$$

$$d\omega_y \frac{dy}{d\tau} = -\frac{1}{\rho} \frac{dp}{dy} dy$$

$$d\omega_z \frac{dz}{d\tau} = -gdz - \frac{1}{\rho} \frac{dp}{dz} dz,$$

мұндағы $\frac{dx}{d\tau} = \omega_x$; $\frac{dy}{d\tau} = \omega_y$; $\frac{dz}{d\tau} = \omega_z$ – жылдамдықтардың сәйкес координата осьтеріне проекциясын өрнектейді. Жоғарыдағы теңдеулердің оң жағын оң жағына, сол жағын сол жағына қосамыз:

$$\omega_x d\omega_x + \omega_y d\omega_y + \omega_z d\omega_z = -gdz - \frac{1}{\rho} \left(\frac{dp}{dx} dx + \frac{dp}{dy} dy + \frac{dp}{dz} dz \right)$$

Теңдеудің сол жағындағы қосындыларды былай жазуға болады:

$$\omega_x d\omega_x = d\left(\frac{\omega_x^2}{2} \right)$$

$$\omega_y d\omega_y = d\left(\frac{\omega_y^2}{2} \right)$$

$$\omega_z d\omega_z = d\left(\frac{\omega_z^2}{2} \right)$$

Ал олардың қосындысы:

$$d\left(\frac{\omega_x^2}{2} \right) + d\left(\frac{\omega_y^2}{2} \right) + d\left(\frac{\omega_z^2}{2} \right) = d\left(\frac{\omega^2}{2} \right) .$$

Бұл жерде $\omega = |\vec{\omega}|$ - жылдамдық векторының шамасы, ал оның сәйкес осьтеріндегі құрастырушылары ω_x , ω_y , ω_z -ке тең.

Теңдеудің оң жағындағы жақша ішіндегі өрнек ($\omega^2/2$) гидростатикалық қысымның толық туындысы dP -ға тең. Қалыптасқан ағымдар үшін, қысым нүктенің кеңістіктегі орнына ғана байланысты, ал әрбір нүктеде ол уақыт бойынша қзгереді.

$$\text{Демек, } d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = -\frac{dp}{\rho} - g dz$$

Теңдеудің екі жағында g -ға бөлеміз және барлық мүшелерін сол жаққа көшіреміз:

$$d\left(\frac{\omega_y^2}{2}\right) + \frac{dp}{\rho g} + dz = 0$$

Сығылмайтын біртекті сұйықтар үшін $\rho = \text{const}$. Дифференциалдар қосындысын қосынды дифференциалымен өрнектейміз.

$$d\left(\frac{\omega^2}{2} + \frac{p}{\rho g} + z\right) = 0$$

бұл теңдеуді интегралдаймыз:

$$\frac{\omega^2}{2} + \frac{p}{\rho g} + z = \text{const}$$

– идеал сұйықтардың Бернулли теңдеуі деп аталады.

$$\frac{\omega_y^2}{2} + \frac{p}{\rho g} + z \quad \text{– толық гидродинамикалық тегеурін деп аталады.}$$

Сонымен, Бернулли теңдеуі бойынша идеал сұйықтың қалыптасқан ағынының барлық көлденең қимасында гидромеханикалық тегеуріннің шамасы тұрақты болады. $\omega^2/2g = h_{ж}$ – жылдамдық немесе динамикалық тегеурін деп аталады және ол берілген нүктедегі меншікті кинетикалық энергияны сипаттайды. Сонымен, толық гидродинамикалық тегеурін, ағынның бір көлденең қимасынан екіншісіне өткенде өзгермейді.

Бернулли теңдеуін былай жазуға да болады:

$$\rho g z + p + \frac{\rho \omega^2}{2} = \text{const}$$

Бұл теңдеудің әрбір мүшесі сұйықтың көлем бірлігінің энергиясын сипаттайды. Сонымен бірге, Бернулли теңдеуін энергетикалық көзқараспен қарастырсақ, онда мынадай тұжырымға келуге болады: Идеал сұйықтың қалыптасқан қозғалысында потенциалдық ($Z + P/\rho g$) және кинетикалық ($\omega^2/2g$) энергиялардың қосындысы ағынның кез-келген көлденең қимасында өзгермейді.

3.3 Қозғалыстың Навье-Стокс дифференциалды теңдеуі

Тұтқырлы нақты сұйықтар қозғалысында, ағынға гидростатикалық қысым және ауырлық күштерінен басқа үйкеліс күштері де әсер етеді. Үйкеліс күші сұйық ағынның ішінен бөлініп алған параллелипедтің беттеріне әсер етеді. Үйкеліс күштерінің X осіне проекциясы:

$$\tau dx dy - \left(\tau + \frac{d\tau}{dz} dz\right) dx dy = -\frac{d\tau}{dz} dx dy dz$$

Егер осы теңдеуге τ мәнін $\tau = -\mu \frac{d\omega_x}{dz}$ қойып мынаны табамыз:

$$\mu \frac{d(-\frac{d\omega_x}{dz})}{dz} dx dy dz = \mu \frac{d^2 \omega_x}{dz^2} dx dy dz$$

Жалпы үш өлшемді координатада ағын жылдамдығының ω_A құрастырушысы Z осі бойынша емес, X және Y осьтері бойынша да өзгереді. Онда үйкеліс күшінің X осіне проекциясын былай жазуға болады:

$$\mu \left(\frac{d^2 \omega_x}{dz^2} + \frac{d^2 \omega_x}{dy^2} + \frac{d^2 \omega_x}{dx^2} \right) dx dy dz$$

Координата осьтері бойынша екінші дәрежелі туындылар қосындысын Лаплас операторы деп атайды:

$$\frac{d^2 \omega_x}{dz^2} + \frac{d^2 \omega_x}{dy^2} + \frac{d^2 \omega_x}{dx^2} = \nabla^2 \omega_x$$

Демек, үйкеліс күштерінің X осіне проекциясын былай жазуға болады:

$$\mu \Delta^2 \omega_x dx dy dz$$

Осыған сәйкес Y осіне - $\mu \Delta^2 \omega_y dx dy dz$

Z осіне - $\mu \Delta^2 \omega_z dx dy dz$

Тамшылы сұйықтың элементар көлеміне әсер ететін барлық күштердің (ауырлық, үйкеліс, қысым) координат осьтерін \e проекциялар былай жазылады:

$$\text{X осі бойынша} - \left(-\frac{dp_x}{dx} + \mu \nabla^2 \omega_x \right) dx dy dz$$

$$\text{Y осі бойынша} - \left(-\frac{dp_y}{dy} + \mu \nabla^2 \omega_y \right) dx dy dz$$

$$\text{Z осі бойынша} - \left(-pg - \frac{dp_z}{dz} + \mu \nabla^2 \omega_z \right) dx dy dz$$

Гидродинамиканың негізгі принципі бойынша әсер етуші күштердің проекцияларын масса мен үдеудің көбейтіндісіне теңестіріп және $dx dy dz$ -ті қысқартып, мынадай теңдеулерді табамыз:

$$\rho \frac{dp_x}{d\tau} = -\frac{dp}{dx} + \mu \nabla^2 \omega_x$$

$$\rho \frac{dp_y}{d\tau} = -\frac{dp}{dy} + \mu \nabla^2 \omega_y$$

$$\rho \frac{dp_z}{d\tau} = -pg - \frac{dp}{dz} + \mu \nabla^2 \omega_z$$

– тұтқырлы тамшылы сұйықтың қозғалсын сипаттайтын Навье-Стокс теңдеуі деп аталады.

Егер Навье-Стокс теңдеуі ағынның үзіліссіздік теңдеуімен толықтырылса, онда нақты сұйық қозғалысының сипаттамасын аламыз. Навье-Стокс теңдеуі ағын жылдамдықтарының өрісін сипаттайды. Күрделігіне байланысты бұл теңдеулер системасын көпшілік жағдайларда шешу мүмкін емес. Сондықтан, бұл теңдеулер системасын ұқсастық теориясының тәсілдерімен өзгертіп, (критерийлі) санды теңдеулер алады.

3.4 Бернулли теңдеуінің іс жүзінде қолданылуы

Бернулли теңдеуінің іс жүзінде мынадай жағдайларда қолдануға болады:

- 1) Сұйықтардың мөлшері мен жылдамдығын анықтау үшін;
- 2) Сұйықтардың тесіктерден ағып шығуы үшін;

1. Мұндай мақсаттарда пневмо-өлшеуіш және дроссельді құралдар пайдаланылады.

Пневмо-өлшеуіш түтіктерге Пито-Прандтль түтігі жатады. Бұл түтік екі түтікпен: біреуінің ұшы қайырылмаған тік болып, $\frac{P}{\rho g}$ - статикалық тегеурінді өлшейді; екіншісінің ұшы 90°қа қайырылып ағынға қарсы орнатылған және ол

толық $\left(\frac{\omega^2}{2g} + \frac{P}{\rho g}\right)$ - тегеурінді өлшейді.

Бұл түтіктердегі қысымдар айырмасы U-тәрізді дифференциал монометрмен өлшенеді. Монометр құбырда ағып жатқан сұйықтық тығыздығынан көп тығыздықты сұйықпен толтырылады – егер құбырдағы сұйық тамшылы сұйық болса, онда сынаппен, ал егер газ болса, онда су немесе спиртпен толтырылады. U-тәрізді монометрдегі деңгейлер айырмасы жылдамдықты тегеурінді h_* көрсетеді. Пито-Прандтль түтігін ағын қимасының әртүрлі нүктелеріне орналастырып, сұйықтық қимадағы жылдамдықтарының таралуын және орташа жылдамдығын анықтауға болады.

Ал түтік суретте көрсетілгендей орналастырылса, онда сұйықтың құбыр осіндегі, яғни ең көп (ω_{\max}) жылдамдық есептеледі.

Сондай-ақ, сұйықтың жылдамдығы мен мөлшерін дроссельді приборлар жәрдемімен анықтауға болады. Мұндай құралдарға: өлшегіш-диафрагма, Вентури құбыры, өлшегіш сопло жатады.

Өлшегіш диафрагма центрі құбырдың осіне сәйкес келетін кішкене дөңгелек тесігі бар жұқа дискіден жасалып, құбырға бекітіледі.

Өлшегіш сопло сұйық кіретін жағы жатық иіліп, ал шығатын жағы цилиндр болып келген саптама.

Вентури құбыры алдымен біртіндеп тартылып, сосын біртіндеп құбырдың диаметріне дейін кеңейетін құбыр. Осындай пішініне байланысты мұндағы қысым шығыны өлшегіш диафрагма және соплоға қарағанда аз.

Құбырды горизонталь орналасқан деп есептесек, екі қимадағы қысымдар айырмасы Бернулли теңдеуі бойынша былай анықталады:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}$$

бұл жерден
$$\frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2g} = \frac{P_1 - P_2}{\rho g} = h$$

мұнда, h -құбырдың кең және тар қималарындағы қысымдар айырмасының монометрмен өлшенген шамасы.

Дроссель құралдарының диаметрі құбыр диаметрінен 3-4 есе кіші болғандықтан $\left(\frac{d_T}{\alpha}\right)^4$ мәні өте кіші болады. Демек, сұйық мөлшерін төмендегіше анықтауға болады:

$$V_c = \frac{\alpha\pi}{4} d_T^2 \sqrt{2gh}$$

d_T - диафрагма тесігінің диаметрі
 α -мөлшер коэффициенті

2. Сұйықтардың тесіктерден ағып шығуы

Тесіктен ағып шыққан сұйықтың жылдамдығы оның деңгейінің биіктігіне байланысты.

Нақты сұйық тесіктен ағып шыққанда қысымның бір бөлігі үйкеліс күштерін және кенттен болған тарылудағы кедергіні жеңуге жұмсалады. Сондықтан нақты сұйықтың жылдамдығы:

$$\omega = \varphi \sqrt{2gh}$$

φ - жылдамдық коэффициенті ($\varphi < 1$).

Ағынның тесіктегі көлденең қима ауданы S_T оның сығылған қимадағы ауданы S_2 -ден көп болғандықтан, тесіктегі сұйық жылдамдығы аз болады.

$$\omega_T = E\omega_2 = EU\sqrt{2gH} = \alpha\sqrt{2gH}$$

$E = \frac{S_2}{S_T}$ – шығынның сығылу коэффициенті

$\alpha = EU$ - мөлшер коэффициенті

Онда тесіктен аққан сұйықтың көлем мөлшері:

$$V_c = \alpha S_T \sqrt{2gH}$$

Ыдыстың жұқа қабырғалы түбіндегі тесіктен ағып шыққан сұйық мөлшері, сұйықтың тұрақты деңгейінің биіктігіне және тесіктің размеріне байланысты болады да, ал ыдыстың пішініне байланысты болмайды.

Енді тұрақсыз деңгейлі сұйықтың тесіктен ағып шығуын қарастырамыз. Сұйық тесіктен ағып шыққан кезде уақыт бірлігі бойынша биіктік азаяды және ағып шығу жылдамдығы да азаяды. Демек, сұйықтың ағып шығуы қалыптаспаған қозғалыс болады.

Өте аз dt уақыт ішінде аққан сұйық көлемін былай табамыз:

$$dV = v_c \cdot dt = \alpha S_T \sqrt{2gH} dt$$

Егер ыдыстың көлденең қимасы S өзгермесе, ыдыстан аққан сұйық шамасы: $dV = -S\alpha H$; (-) таңбасы сұйық деңгейінің төмендеуін көрсетеді. Егер ыдыс толық босатылса, $H_2 = 0$, онда

$$\tau = \frac{2H \sqrt{H_1}}{\alpha S_T \sqrt{2g}}$$

3.5 Ұқсастық теориясының негіздері

Ұқсастықтың төрт түрі болады:

1. Геометриялық ұқсастық. Бұл ұқсастық екі ұқсас аппараттың сәйкес геометриялық размерлерінің қатынасының тұрақтылығын көрсетеді (ұзындығы, диаметрі).
2. Уақыт бойынша ұқсастық. Геометриялық ұқсас болған жүйелердің сәйкес нүктелері геометриялық ұқсас траекториямен уақыт бірлігінде геометриялық ұқсас жолмен қозғалады.
3. Физикалық ұқсастық. Қарастырылған екі жүйелердің геометриялық және уақыт бойынша ұқсастық шарттары орындалған жағдайда ұқсас сәйкес нүктелердегі физикалық тұрақтылықтарының қатынастары тұрақты болады (тұтқырлық, тығыздық).
4. Бастапқы және шекаралық шарттар ұқсастығы. Егер геометриялық уақыт бойынша және физикалық ұқсастықтар жүйелердің алғашқы және шекаралық шарттарына тән болса, онда олардың бастапқы (температура, қысым) және шекарардағы (құбыр қабырғасының жанындағы жылдамдық) жағдайларға ұқсас болады.

3.6 Ұқсастық критериясының модификациялары мен туындылары

Кей жағдайларда ұқсастық критериясына кейбір шамаларды басқа шамалармен аударады. Мұндай критерияларды модификацияланған критериялар деп атайды. Көптеген жағдайда критерия құрамына кіретін физикалық шамаларды анықтау немесе есептеу мүмкін емес. Ондай жағдайларда бір немесе бірнеше критерияларды жалғастыру арқылы ұқсастық критериясының туындысын алады. Мысалы, табиғи конвекция кезінде конвективтік ағымның жылдамдығын анықтау қиын болады. Мұндай жағдайда Рейнольдс және Фруд критерия қатынастарын ала отырып, жаңа ұқсастық алады.

$$\frac{Re^2}{Fr} = \frac{\omega^2 \rho^2 l^2 / \omega^2}{\mu^2 / gl} = \frac{e^3 \rho^3 g}{\mu^2}$$

$$Ga = \frac{gl^3 \rho^3}{\mu^2} - \text{Галилей саны деп аталады.}$$

Бұл алынған критерияны тығыздық айырымдарының әр нүктедегі тығыздық айырымдарына көбейтетін болсақ, онда жаңа критерия Архимед критериясын аламыз:

$$Ar = \frac{e^3 \rho^3 g}{\mu^3} \cdot \frac{\rho_0 - \rho}{\rho}$$

Архимед саны ауырлық күші, көтеруші күш және үйкеліс күштерінің қатынасын сипаттайды.

Егер анықталатын шама анықтаушы ұзындық өлшемі (газ ағынында тұнатын шаң бөлшегінің диаметрі) болса, Лященко санын пайдаланамыз:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = Re \cdot Fr \frac{\rho - \rho_0}{\rho_0} = \frac{\omega^3 \rho^2}{\mu g (\rho - \rho_0)}$$

Егер Архимед критериясында симплексті оған пропорцианал температуралар айырымына бөлсек, онда біз жаңа критерия Гроскоф – бұл критерия жылулық критериясы болып табылады.

$$Gr = \frac{gl^3 \rho \Delta t}{\nu^2}$$

3.7 Құбырлардағы гидравликалық кедергілер

Химия өнеркәсібінде сұйықтар (газдар) құбырлар арқылы тасымалданады және ол үшін көптеген энергия шығындалады. Сондықтан нақты сұйықтардың құбырлармен қозғалысындағы гидравликалық кедергілерді есептеу гидравликаның ең негізгі мәселелерінің бірі болып табылады. Сұйықтарды насостар, компрессорлар т.б. арқылы тасымалдағанда қажет болатын энергияны есептеуде шығындалған тегеурінді $h_{ш}$ және $\Delta P_{ш}$ анықтау өте қажет.

Үйкеліс кедергісі нақты сұйықтардың құбырдың барлық ұзындығы бойынша қозғалысында пайда болады. Бұл кедергіге қозғалыстың режимі әсер етеді. Нақты сұйық ағынының жылдамдық шамасы және бағыты бойынша өзгергенде *жергілікті* кедергілер пайда болады. Мысалы, жергілікті кедергілерге сұйықтың құбырға кіруі және шығуы, құбыр қимасының кенеттен ұлғаюы немесе тарылуы, иіндер, бұрылыстар, сұйық шамасын реттейтін құрылғылар (вентильдер, крандар) жатады.

Сонымен жалпы шығындалған тегеурін екі қосындымен өрнектеледі:

$$h_{ш} = h_{γü} + h_{ж.к.} \quad (1)$$

$h_{γü}$ – үйкеліс кедергісіне шығындалған тегеурін

$h_{ж.к.}$ – жергілікті кедергіге шығындалған тегеурін

Егер ағым қозғалысы ламинарлы болса, онда ағымның үйкеліс кедергісіне шығындалған тегеурінді Хаген-Пуазейль теңдеуімен есептеуге болады.

$$Q = \frac{\pi d^4 \Delta p}{128 \mu l} \quad (2)$$

Горизонталь құбыр үшін үйкеліске кететін тегеурін Бернулли теңдеуі байланысты

$$\frac{P_1 - P_2}{\rho g} = \frac{\Delta P}{\rho g} = h_{γü}$$

$\Delta P = \rho g h_{γü}$ мәнін (2) теңдеуге қоямыз, келесі өрнекті аламыз:

$$\omega \cdot \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\pi d^4 \rho g h_{γü}}{128 \mu e}$$

$$h_{γü} = \frac{32 \omega \mu e}{\rho g d^2};$$

$$h_{γü} = \frac{64 \mu}{\omega d \rho} \cdot \frac{e}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} = \frac{64}{Re}$$

$$h_{γü} = \frac{64}{Re} \cdot \frac{e}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad (3)$$

$\frac{64}{Re} = \lambda$ - үйкеліс коэффициенті.

Үйкеліске шығындалған тегеуріннің жылдамдықтың тегеурінінен қанша есе айырмашылығын көрсететін шаманы – үйкеліс кедергісінің коэффициенті деп атайды және $\xi_{γü}$ -белгілейді.

$$\xi_{γü} = \lambda \frac{e}{d}$$

Демек, (3) теңдеді былай жазуға болады:

$$h_{γü} = \xi_{γü} \cdot \frac{\omega^2}{2g} = \lambda \frac{e}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad (4)$$

егер үйкеліске шығындалған қысым $\Delta P_{γü} = \rho g h_{γü}$ есепке алсақ,

$$\Delta P_{γü} = \lambda \frac{e}{d} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (4. a)$$

(4) формула тұрақталған ламинарлық қозғалысқа сәйкес келеді. Яғни Рейнольдс саны 2320-дан төмен болған жағдайда. Бұл жағдайда үйкеліс коэффициенті қабырғаның кедірбұдырына тәуелсіз болып табылады. Егер құбырдың көлденең қимасы дөңгелек болмаса, онда эквиваленттік дөңгелек болады және λ шамасы мына қатынаспен анықталады:

$$\lambda = \frac{A}{Re}$$

A – қиманың пішініне байланысты тұрақты сан, справочниктерде беріледі. Мысалы, квадрат үшін $A=57$, сақиналы қима үшін $A=96$.

Егер ағымның режимі турбулентті болса, онда λ -ның мәні Re санымен бірге құбырдың салыстырмалы бұдырларына $\varepsilon = \frac{\Delta}{d}$ байланысты болады.

Δ – құбырдың ішкі қабырғасының бұдырлығының абсолюттік шамасы. Мыс, жаңа болат құбыры үшін $\Delta=0,06+0,1$ мм; пайдаланған болат құбыры үшін $\Delta=0,1+0,2$ мм; ескі болат және шойын құбырлары үшін $\Delta=0,5+2$ мм; d – құбырдың диаметрі.

Абсолюттік бұдырлықты (Δ) ламинарлық қабаттың қалыңдығымен δ салыстырғанда, сұйықтың турбуленттік қозғалысында мынадай негізгі жағдайды атап өту қажет:

1) Бұдырлықтардың орташа биіктігі толығымен ламинарлық қабатқа батып тұрады, яғни $\delta \gg \Delta$. Бұл жағдайда ламинарлық қабаттағы сұйық бұдырлықтың арасын толтырып, құбырдың ішкі бетін тегістеп жібереді. Сондықтан құбырдың бұдырлығы λ -ға әсер етпейді. Осындай құбырларды гидравликалық тегіс құбыр дейді.

2) Бұдырлықтың орташа биіктіктері ламинарлық қабаттан шығып тұрады, яғни $\delta \ll \Delta$. Бұл жағдайда бұдырлық ұштарын айналып аққан сұйықта құйын пайда болады. Салыстырмалы бұдырлық $\left(\frac{\Delta}{d}\right)$ неғұрлым көп болған сайын, соғұрлым λ -ға көп әсер етеді. Мұндай құбырларды гидравликалық бұдырлы құбыр дейді. Гидравликалық тегіс құбыр Re саны көбейген сайын бірте-бірте гидравликалық бұдырлы құбыр болып есептеліп кетуі мүмкін. Себебі, Re саны көбейген сайын, ламинарлық қабаттың қалыңдығы азая береді, сөйтіп алғашқы кезде ламинарлық қабатпен жабылып тұрған бұдырлық ламинарлық қабаттан асып шығуы мүмкін.

Сонымен, Re санының көбеюіне байланысты үйкелісті төменгі үш аймаққа (зона) бөлуге болады: а) тегіс үйкеліс аймағы – λ тек Re санына байланысты; б) аралас үйкеліс аймағы – λ Re санына және бұдырлыққа байланысты; в) автомобильді аймағы – λ Re санына байланысты болмай тек бұдырлыққа байланысты.

Re санының аумалы мәндері салыстырмалы бұдырлыққа байланысты. Мыс, λ -ның мәні тек бұдырлыққа байланысты болғанда Re аумалы саны суретте пунктир сызықпен көрсетілген.

λ -ны $Re=4 \cdot 10^3 \div 10^5$ аралығындағы турбуленттік режимде есептеу үшін Блазиус формуласын пайдалануға болады:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}}$$

Егер $Re > 10^5$ болса, λ төмендегіше есептеледі:

$$\frac{1}{\lambda} = 2 \lg(Re \sqrt{\lambda} - 0,8)$$

Сұйықтардың иректелген құбырлармен қозғалысында үйкеліске жұмсалған қысымдар шығыны көбейеді және мына формуламен анықталады:

$$\Delta P_{\text{үй(ирек)}} = \Delta P_{\text{үй(түзу)}} \cdot \left(1 + 3,54 \frac{d}{R}\right)$$

d – құбыр диаметрі

R – иректелген құбыр орамының диаметрі.

3.8 Жергілікті кедергілер

Ағынның жылдамдығының шамасы және бағыты өзгергенде пайда болатын қосымша құйынды ағыстарға тегеурін (энергия) шығындалады. Бұл тегеурін жылдамдық тегеурін $\frac{\omega^2}{2g}$ арқылы өрнектеледі. Берілген жергілікті кедергіге

жұмсалған энергия шығынының $h_{\text{ж.к.}}$ жылдамдықты тегеурін $h_{\text{ж}} = \frac{\omega^2}{2g}$ қатынасын жергілікті кедергінің коэффициенті деп атайды:

$$\xi_{\text{ж.к.}} = \frac{h_{\text{ж.к.}}}{h_{\text{ж}}};$$

$$h_{\text{ж.к.}} = \xi_{\text{ж.к.}} \frac{\omega^2}{2g}; \quad \xi_{\text{ж}}$$

– жергілікті кедергі коэффициенті

$\xi_{\text{ж.к.}}$ - тәжірибер арқылы анықталады және справочниктерде беріледі.

Іс жүзінде жиі кездесетін жергілікті кедергілер:

1) Ағынның кенеттен кеңеюі сұйықтың бір құбырдан диаметрі үлкен құбырға немесе құбырдан аппаратқа (ыдысқа) өтер кезінде кездеседі.

Бұл жағдайда $\xi_{\text{ж.к.}} = 1 - \frac{F_2}{F_1}$ анықталады.

$F_1; F_2$ – кіші және үлкен қималар ауданы. Олар $F_2 = \infty$ болса, $\xi_{\text{ж.к.}} = 1$ болады.

2) Ағынның кенеттен тарылуы. $\xi_{\text{т.к.}}$ – мәндері F_2 / F_1 қатынасына байланысты мынадай шамада өзгереді:

3)

F_2 / F_1	0	0,1	0,3	0,7	0,9	1
$\xi_{\text{т.к.}}$	0,5	0,47	0,4	0,3	0,9	0

Сұйықтың аппаратқа өтер жерінде $F_2 / F_1 = 0$ болса, $\xi_{\text{т.к.}} = 0,5$ болады.

4) Құбырдың бұрылысы (иіні) мен айналмалары. $\xi_{\text{б.к}}$ бұрылыс бұрышына α -ға байланысты өзгереді:

F_2/ F_1	30	40	50	60	70	80	90
$\xi_{б.к}$	0,2	0,3	0,4	0,55	0,70	0,9	1

Бұл мәндер диаметрі $d < 50$ мм құбырлар үшін алынған. Құбырдың диаметрі үлкейген сайын $\xi_{б.к}$ – мәні азая береді.

5) Тығынды кран. $\xi_{т.к}$ мәні кранның ашылу немесе жабылу бұрышына байланысты тәжірибе арқылы анықталған:

F_2/ F_1	5	10	20	30	40	50	60	70
$\xi_{т.к}$	0,05	0,29	1,5	5,47	17,3	52,6	206	486

6) Ысырма. $\xi_{ы.к}$ шамасы ысырманың жабылу дәрежесіне h/d байланысты өзгереді:

h/d	0	0,2	0,4	0,6	0,8	0,9	толық ашық қалпы
$\xi_{ы.к}$	∞	35	4,6	1	0,47	0,01	0,12

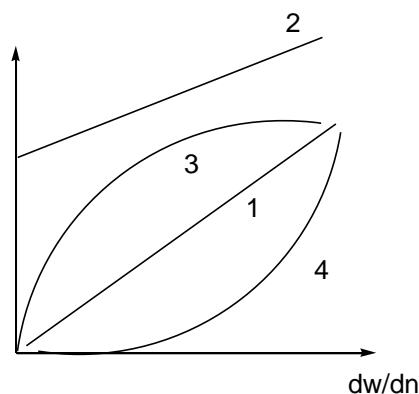
3.9 Ньютон емес сұйықтар

Ішкі үйкеліс күші Ньютонның заңына бағынбайтын сұйықтарды ньютон емес сұйықтар деп атайды.

Ньютон емес сұйықтарды 3 топқа бөлуге болады:

- 1) Тұтқырлы ньютонды емес сұйықтар
- 2) Бингомвты созымды (пластикалық) сұйықтар
- 3) Жалған созымды (псевдопластикалық) дилитантты сұйықтар

Жанама кернеуінің жылдамдық градиентіне тәуелділігін график түрінде көрсетуге болады.



Бұндай графикті ағу қисығы деп атайды.

- 1 – Ньютонды сұйықтар
- 2 – бингомвты (пластикалық) сұйықтар
- 3 – жалған сұйықтар
- 4 – дилитантты сұйықтар

а) Бингомовты сұйықтар жанамалы кернеудің белгілі τ_0 мәніне дейін көбейгенде ғана аға бастайды және ары қарай Ньютонды сұйықтар тәрізді ағады. Яғни τ_0 -ға жеткенде. Олар үшін ағу қисығы мына формуламен анықталады

μ_n – динамикалық тұтқырлық деп аталады.

б) псевдопластикалық сұйықтарға полимерлер ерітінділері жатады. Мұндай сұйықтар τ -дың ең аз мәндерінде де аға бастайды. Жанамалы кернеудің жылдамдық градиентіне қатынасы $\tau / \frac{d\omega}{dn} = \mu_{эф}$. - эффекті тұтқырлық

коэффициент дейді.

в) дилитантты сұйықтарға құрамында қатты заты көп суспензиялар жатады. Бұл сұйықтар үшін $\mu_{эф}$ – мәні $\frac{d\omega}{dn}$ көбейген сайын көбейеді.

$\frac{d\omega}{dn} = f(\tau)$ функциясын уақыт бойынша өзгертетін сұйықтарға (тиксотропты және реопектантты) жатады. Тиксотропты сұйықтар үшін жанамалы кернеу әсерінің уақыты белгілі шамаға дейін көбейгенде оның құрылымы (структурасы) өзгеріп, ағысы жеңілдейді (мыс: айран, қатық), ал егер кернеудің әсерін тоқтатса, онда құрылымы біртіндеп орнына келуі және ағуы тоқтайды. Реопектантты сұйықтар үшін кернеу әсерінің уақытын көбейткен сайын, ағуы азаяды.

3.10 Құбырлардың диаметрін есептеу

Құбырлардың диаметрін көлем мөлшері теңдеуі арқылы есептейді:

$$V = \omega \cdot f$$

немесе

$$V = \omega \frac{\Pi d^2}{4}$$

бұдан құбырдың даиметрін мына формуламен табамыз:

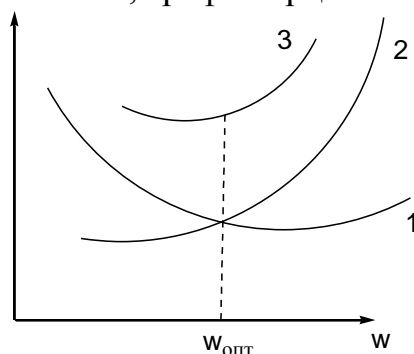
$$d = \sqrt{\frac{4V}{\Pi \omega}}$$

Демек, құбырдың диаметрі ағын жылдамдығының мәніне байланысты: ағын жылдамдығы қанша үлкен болса, құбыр диаметрі сонша кіші болады және керісінше.

Егер құбыр диаметрі қаншалықты кіші болса, соншалықты оның бағасы аз болад, себебі материал аз кетеді. Бірақ бұл кезде жылдамдық көбейеді немесе қысым шығыны көбейеді, яғни сұйықты тасымалдауға жұмсалатын энергия көбейеді.

Егер құбыр диаметрі үлкен болса, онда оның бағасы және амортизациялық шығыны көбейеді. Сондықтан ең қолайлы (оптималды) жылдамдықты табу керек.

Мұнай және газ құбырларын жобалағанда ең қолайлы жылдамдықты анықтау үшін барлық шығындарды есептеп, график арқылы табады:



1 – амортизация шығындары

2 – пайдалану шығындары

3 – жалпы шығын

Графиктегі жалпы шығынның ең аз мәні ең қолайлы жылдамдыққа сәйкес келеді.

Заводтағы, цехтағы құбырларды жобалағанда жылдамдық мәні

	Ағын	орташа жылдамдық, м/с
1	газдардың табиғи қозғалысы	2-4
2	газдардың атмосфералық қысымда желдекішті газ құбырлардағы қозғалысы	5-20
3	сұйықтардың өздігінен ағуы	0,1-0,5
4	сұйықтардың тегеурінді боктардан ағуы	0,5-2,5
5	су буының қозғалысы : $P_{абс.} > 4,9 \cdot 10^4$ Па $P_{абс.} = (1,96 + 4,9) \cdot 10^4$ Па	15-40 40-60

Денелердің сұйықтар ішіндегі қозғалысына кедергі

Кейбір технологиялық процестер қатты және сұйық бөлшектердің сұйықтығы немесе газ көпіршектерінің сұйықтағы қозғалысына байланысты. Қозғалыс режимі модификациялы Рейнольдс санымен сипатталады:

$$Re = \frac{\omega d \rho_0}{\mu_0}$$

ω – бөлшектің жылдамдығы

d – бөлшек диаметрі

μ_0, ρ_0 – ортаның тығыздығы мен тұтқырлығы.

Ортаның (сұйық немес газ) бөлшекке әсер ететін кедергі күші мына формуламен анықталады:

$$R = \xi S \frac{\rho_0 \omega^2}{2}$$

ξ – ортаның кедергі коэффициенті

S – бөлшектің қозғалу бағытына перпендикуляр жазықтықтағы проекцияның ауданы

ρ_0 – ортаның тығыздығы

ω – бөлшек жылдамдығы

-қозғалыстағы бөлшектің кедергіні жеңуге арналған қысым айырмасы.

Ламинарлық режимде $Re < 2$ болғанда, ортаның кедергі коэффициенті:

$$\xi = \frac{24}{Re};$$

Өтпелі режимде $Re = 2 \div 500$, $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}$

Турбулентті режимде $Re > 500$, $\xi = 0,44 = \text{const}$

ξ -ін ортаның бөлшекке әсер ететін кедергі күшін анықтайтын формулаға қойсақ, онда кедергі күшінің R жылдамдыққа пропорционал екенін көреміз.

Ламинарлық режимде $R \sim \omega$; өтпелі режимде $R \sim \omega^{1,4}$; турбулентті режимде $R \sim \omega^2$.

3.11 Ауырлық күші әсерінен денелердің тұнуы

Қозғалыссыз тұрған орта ішіндегі шар тәрізді қатты дененің ауырлық күші әсерінен тұну қозғалысын қарастырамыз. Массасы m болған бөлшек өзінің салмақ күшінің әсерінен төмен қарай тұна бастаса, онда оның жылдамдығы алғашқы сәтте көбейеді. Егер кедергі болмаса, онда $\omega = gt$ тең болады. Бірақ жылдамдық көбейген сайын, кедергі де көбейеді де өте аз уақыт ішінде динамикалық тепе-теңдік орнайды. Ортаның кедергі күші R бөлшекті қозғайтын күшке тең болады. Осы кезден бастап бірқалыпты тұрақты жылдамдықпен қозғала бастайды. Осы жылдамдықты тұну жылдамдығы деп атайды.

$$\omega_m = \sqrt{\frac{4gd(p_k - p_0)}{3\xi\rho_0}}$$

Бұл формуладан әртүрлі режимге сәйкес жылдамдығын табуға болады.

Ламинарлық режимде $\xi = \frac{24}{Re}$ мәнін қоямыз да тұну жылдамдығын табамыз:

$$\omega_m = \frac{gd^2(p_k - p_0)}{18\mu}$$

-тұтудағы Стокс формуласы деп аталады және ламинарлық режимдегі шар тәрізді бөлшектің тұну жылдамдығын есептеуге арналған.

Өтпелі режимдегі $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}$ мәнін қойып,

$$\omega_m = 0,78 \frac{d^{0,43}(p_k - p_0)^{0,715}}{\rho_0^{0,285} \mu_0^{0,43}}$$

Турбуленттік режимде $\xi=0,44$ қоямыз

$$\omega_m = 5,46 \sqrt{\frac{d(p_k - p_0)}{p_0}}$$

Іс жүзінде тұндыру процестері белгілі көлемдегі өндіріс аппараттарында бөлшектердің концентрациясы көп болғанда өткізіледі. Мұндай жағдайда бөлшектер бір-біріне жанасады, соғылады, яғни тұнуға кедергі көбейеді, осының салдарынан тұну жылдамдығы азаяды. Осы жылдамдықты қысылып тұну жылдамдығы деп атайды.

Барлық режимдер үшін қысыла тұну жылдамдығы мына формуламен есептеледі:

$$Re_{k.m} = \frac{ArE^{4,75}}{18 + 0,6\sqrt{ArE^{4,75}}}$$

-сұйықтың суспензиядағы көлем жағынан алынған үлесі.

Тұну аппаратындағы ламинарлық режимдегі ($Re < 2$) тұну жылдамдығы

$$\omega_m = \frac{gd^2(p_k - p_0)}{18\mu} \quad \text{болса,}$$

онда ортадан тепкіш аппараттағы тұну жылдамдығы мына формулаға тең болады:

$$\omega_{o.m} = \frac{gd^2(p_k - p_0)\omega^2 R}{18\mu} .$$

4. СҰЙЫҚТАРДЫ ТАСЫМАЛДАУ

Химия өндірісінің барлық салаларында сұйықтар горизонталь және тік құбырлар арқылы тасымалданады. Су, мұнай, бензин, қышқыл, ерітінді, т.б. сұйық қоспаларды кәсіпорын ішінде аппараттар мен қондырғылар арасында тасымалдауға арналған гидравликалық машиналар насостар деп аталады.

Насостар үш түрге бөлінеді: қалақшалы немесе ортадан тепкіш, көлемді және ағынды.

Қалақшалы насостардағы қысым, қалақшалы доңғалақтардың айналуындағы ортадан тепкіш күштің сұйыққа әсерінен пайда болады.

Көлемді насостардағы қысымдар айырмасы сұйықтардың белгілі бір көлемін жабық камерадан жылжымалы немесе айналмалы денелер арқылы ығыстырып шығрғанда пйда болады.

Ағынды насостарда сұйықтарды тасымалдау үшін жұмысшы сұйықтың кинетикалық энергиясын пайдаланады.

Насостың уақыт бірлігінде тасымалдайтын сұйық мөлшерін оның *өнімділігі* деп атайды ($Q, \text{м}^3/\text{с}$).

Насостың тасымалданатын сұйықтың салмақ бірлігіне берген салыстырмалы энергиясы оның тегеурінін сипаттайды (H, м). Тегеурін насостың 1 кг сұйыққа берген энергиясы арқылы осы сұйықтың қанша биікке көтерілетінін көрсетеді.

Сұйыққа энергия беру үшін жұмсалған насостың пайдалы қуаты (N_n) салыстырмалы энергия (H) мен сұйық мөлшерінің ($\gamma \cdot Q$) көбейтіндісіне тең:

$$N_n = \gamma \cdot Q \cdot H = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad (1)$$

Насостан энергияның бір бөлігі шығындалғандықтан, насостың білігіндегі қуат ($N_б$) пайдасы қуаттан (N_n) көбірек болады. Энергияның шығыны насостың ПӘК (η_n) арқылы белгіленеді. Насостың білігіндегі қуат төмендегі формуламен есептеледі.

$$N_б = \frac{N_n}{\eta_n} = \frac{\rho g Q H}{\eta_n}$$

Насостың ПӘК-і насосты пайдаланудың тиімділігін, оның құрылғысының жетімділігін және насостағы қуаттың салыстырмалы шығынын көрсетеді. Ол төмендегі көбейтінді арқылы анықталады:

$$\eta_n = \eta_v \cdot \eta_r \cdot \eta_{мех}$$

$\eta_v = Q/Q_T$ -көлемдік ПӘК, насостың нақты өнімділігімен (Q) теориялық өнімділігінің (Q_T) қатынасына тең.

$\eta_r = H/H_T$ -гидравликалық ПӘК насостың нақты және теориялық тегеуріндерінің қатынасына тең.

$\eta_{мех}$ – механикалық ПӘК – насостағы механикалық үйкеліске шығындалған қуатты сипаттайды.

η_n – насостың құрылғысына немесе оның пайдалану мерзіміне байланысты.

Қозғалтқыштың жұмсайтын қуаты немесе номиналды қуаты (N_k) насос білігіндегі қуаттан көптеу болады, себебі қуаттың бір бөлігі электр қозғалтқыштан насосқа берілетін берілістегі және электр қозғалтқыштың өзіндегі механикалық шығын болады,

$$N_б = \frac{N_n}{\eta_n \cdot \eta_k} = \frac{N_n}{\eta_n \cdot \eta_б \cdot \eta_k}$$

$\eta_б$ – беріліс ПӘК

η_k – электрқозғалқыштың ПӘК-і

$\eta = \eta_n \cdot \eta_б \cdot \eta_k$ – бұл көбейтінді насос құрылғысының толық ПӘК деп аталады.

Насостың жалпы тегеурінін және сору биіктігін есептеу үшін мынадай белгілерді қабылдаймыз:

P_1 – сұйық сорылатын ыдыстағы қысым

P_2 – тегурінді бактағы қысым

P_c – насостағы кірердегі қысым

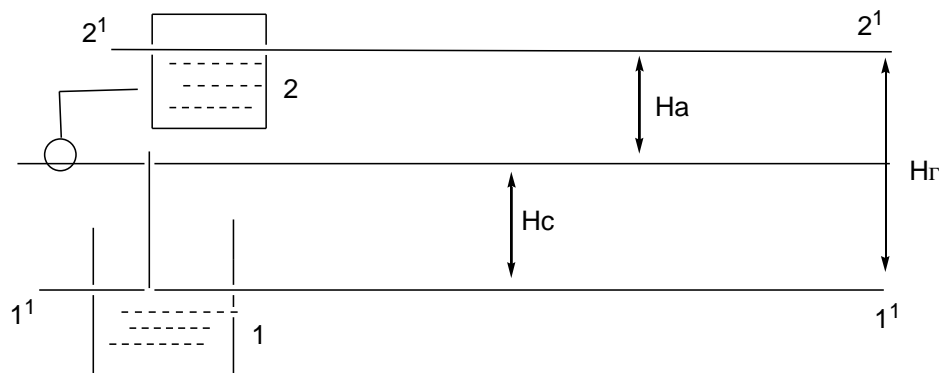
P_a – насостан шығардағы қысым

H_c – сору биіктігі

H_a – айдау

H_r – сұйық берілетін геометриялық биіктік

h – монометр мен вакуумметр арасындағы биіктік



1 – төмендегі сұйық тсымалданатын ыдыс

2 – тегеурінді бак

3 – насос

Насостың тасымалданатын сұйықтың салмақ бірлігіне беретін энергиясы тегеуріннің 2-ші және 1-ші нүктелердегі энергиялар айырмасынан жалпы тегеурін шығынын қосып анықтауға болады:

$$H = E_2 - E_1 + h_{ш}$$

$h_{ш}$ – құбырлардаы жалпы гидравликалық кедергіні жеңуге жұмсалған тегеурін шығыны.

1-ші нүктедегі энергия Бернулли теңдеуі бойынша:

$$E_1 = Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g}$$

Мұнда $Z_1=0$, $\omega_1=0 \rightarrow E_1 = \frac{P_1}{\rho g}$

2-ші нүктедегі энергия үшін: $E_2 = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}$

мұнда $Z_2=H_r$, $\omega_2=0 \rightarrow E_2 = H_r + \frac{P_2}{\rho g}$

Осыдан насостың толық тегеуріні: $H = H_r + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + h_{шшш}$

Сұйықты геометриялық H_r биіктікке көтеру үшін, жоғарғы және төменгі ыдыстардағы қысымдар айырмасы мен құбырлардағы толық гидравликалық кедергіні жеңуге жұмсалады. Егер жоғарғы және төменгі ыдыстардағы қысымдар $P_1=P_2$ бірдей болса, $H = H_r + h_{ш.}$
Егер сұйық горизонталь құбырмен берілсе,

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + h_{ш.}$$

Сұйықтар насоспен төменгі ыдыстағы қысым және насостағы сору қысымы P_c арасындағы айырма әсерінен сорылады. Насостың сору биіктігі төменгі ыдыстағы қысым P_1 көбейсе көбейеді және P_c қысымы, ω_c жылдамдығы және $h_{ш.с.}$ сору құбырындағы тегеурін шығыны көбейгенде азаяды. Сонда теңдеуді былай жазуымызға болады:

$$H_c = \frac{P_1}{\rho g} \left(\frac{P_c}{\rho g} + \frac{\omega_c^2}{2g} + h_{ш.} \right).$$

4.1 Ортадан тепкіш насостар

Ортадан тепкіш насостарда спираль сияқты корпус ішіне жұмысшы доңғалақтар орнатылған болады. Жұмысшы доңғалақтар айналғанда ортадан тепкіш күш пайда болады. Осы күштің әсерінен сұйықтың сорылуы және айдалуы бір қалыпты және үздіксіз болады.

Насосты жұмысқа қосудан бұрын сору құбыры, жұмысшы доңғалағы және корпусы сұйықпен толтырылады. Сонан кейін жұмыс доңғалағын қозғалтқыш арқылы айналдырады. Сұйық сору құбыры арқылы жұмысшы доңғалағының осі арқылы насостың корпусына сосын қалақшаларға беріліп, айналмалы қозғалады.

Ортадан тепкіш насостардың артықшылығы:

- 1) жоғары өнімділікті және сұйық біркелкі, үздіксіз беріледі;
- 2) тез жүргіш және ықшам;
- 3) құрылысы күрделі емес;
- 4) клапандары жоқ;
- 5) поршеньді насосқа қарағанда арзан.

Кемшіліктері: 1) аз өнімділікте және жоғары тегеурінде ПӘК өте төмен;

2) насосты жұмысқа қосудан бұрын жұмыс доңғалағын сұйықпен толтыру керек;

Ортадан тепкіш насостардың өнімділігі және тегеуріні жұмыс доңғалағының айналу санына байланысты болады. Егер насостың айналу саны n_1 ден n_2 -ге өзгертілсе, онда оның өнімділігі Q_1 ден Q_2 өзгереді.

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}$$

Ал ортадан тепкіш насостардың тегеуріні айналу сандары қатынасының квадратына пропорционал өзгереді:

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^2 .$$

Насостың қуаты оның өнімділігінен тегеурінінің көбейтіндісіне пропорционал болғандықтан, насостың қуаты айналу қатынасының үшінші дәрежесіне пропорционал өзгереді.

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^3$$

Насос доңғалағының айналу саны n_1 ден n_2 -ге өзгергенде оның өнімділігі – айналу санының 1-ші дәрежесіне, тегеуріні – 2-шісіне, ал қуаты – 3-ші дәрежесіне пропорционал өзгереді.

4.2 Поршеньді насостар

Насостың білігі электр қозғалтқыш арқылы айналады да, кривошипті-шатунды механизм жәрдемімен поршень цилиндр ішінде ілгерілі-кеінді жылжиды. Поршеннің сол жақтан оң жаққа жылжығанда цилиндр ішінде вакуум пайда болады. Оңнан соға қарай жылжығанда цилиндр ішінде қысым пайда болады. Поршеннің ілгерлі-кейінді қозғалысының нәтижесінде сұйық кезекпен құбырмен сорылады, құбырмен айдалады. Поршень оңға қозғалғанда сұйық сорылады, оңға қозғалғанда – айдалады.

Поршенді насостардың айналу санына байланысты: жай жүруші, нормалды, тез жүруші; өнімділігі бойынша: аз өнімділікті, орта өнімділікті және көп өнімділікті. Қысымға байланысты: төмен, орта және жоғары қысымды болып бөлінеді.

Насостардың арнаулы түрлері

Роторлы насостар – тұтқырлығы жоғары және ластанған сұйықтарды тасымалдау үшін қолданылады. Екі түрі болады:

- 1) тісті доңғалақты;
- 2) пластиналы.

Винтті насостар – өте тұтқыр сұйықтарды тасымалдауда қолданылады.

Арынды насостар – жұмысшы сұйық деп аталатын сұйықтың кинетикалық энергиясын пайдалануға негізделген.

5. ГАЗДАРДЫ ТАСЫМАЛДАУ ЖӘНЕ СЫҒУ

Газдарды сығу және тасымалдау үшін пайдаланылатын машиналарды компрессорлық машиналар деп атайды.

Сығылған газ қысымының P_2 бастапқы газ қысымына P_1 қатынасын сығу дәрежесі деп атайды. Сығу дәрежесінің шамасына қарай компрессорлық машиналар төмендегі түрлерге бөлінеді:

1. Желдеткіштер ($P_2/P_1 < 1,1$) – көп мөлшердегі газдарды тасымалдау үшін пайдаланылады.
2. Газүргіштер ($1,1 < P_2/P_1 < 3,0$) – газ құбырларында кедергілер едәуір көп болғанда газдарды тасымалдау үшін пайдаланылады.
3. Компрессорлар ($P_2/P_1 > 3,0$) – жоғары қысымдар алу үшін пайдаланылады.
4. Вакуум насостар – қысым атмосфера қысымнан кем болғанда газдарды сору үшін пайдаланылады.

Жұмыс істеу принципіне байланысты: поршенді, роторлы, ортадан тепкіш және осьті болып бөлінеді.

Нақты газдарды сыққанда оның көлемі, қысымы және температурасы өзгереді. Бұл шамалардың өзара қатынасы 10^6 Па (~ 10 атм) дейінгі қысымда идеал газдар күйінің тендеуімен өрнектеледі. Ал $P > 10^6$ Па (> 10 атм) қысымдарда бұл үш шаманың байланысын Ван-дер-Вальс тендеуімен өрнектеледі:

$$\left(P + \frac{a}{M^2}\right)(v - b) = RT$$

P -газ қысымы, Па;

v – газдық меншікті көлем, m^3/kg ;

$R=8314$ – газды тұрақтылық, Дж/кг·к;

M – молекулалық салмақ, кг/моль;

T – температура, °К;

a, b – берілген газ үшін тұрақты шама.

Сығудың теориялық екі түрі болады:

1. Изотермиялық процесс – газ сығылғанда бөлінген жылу толығымен айнала ортаға таралады және газдың температурасы өзгермейді. ($T=const$).
2. Адиабаталық процесс – газ айнала ортамен жылу алмаспайды және барлық бөлінген жылу газдың ішкі энергиясы үшін жұмсалады.

Шынында сығу кезінде бөлінген жылудың бір бөлігі айнала ортаға таралады, ал қалған бөлігі газды ысытуға жұмсалады. Мұндай сығу процесін политропты деп атайды.

Қысым мәні белгілі болса, изотермиялық сығудың меншікті жұмысы мына формуламен өрнектеледі:

$$l = P_1 V_1 \ln \frac{P_2}{P_1}$$

Адиабаталық сығуда:

$$l = \frac{k}{k-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k}{k-1}} - 1 \right]$$

Политропты сығуда:

$$l = \frac{m}{m-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m}{m-1}} - 1 \right]$$

5.1 Поршенді компрессорлар

Поршенді компрессорлар жұмыс істеу принципіне байланысты бір және екі әрекетті, ал сығу сатысының санына қарай бірсатылы және көпсатылы болып бөлінеді.

Бірсатылы компрессорларда газ соңғы қысымға дейін параллель жұмыс істейтін бір немесе бірнеше цилиндрде сығылады. Бірсатылы горизонтальды жай әрекетті компрессордың құрылысы поршеньді насостың құрылысына ұқсас. Поршень цилиндр ішінде шатун және кривошип арқылы жалғанған. Кривошиптың білігіне маховик орнатылған. Цилиндр бір жағынан қақпақпен жабылған, қақпаққа сору клапаны және айдау клапаны жайғасқан. Поршеннің солдан оңға қарай жылжығанда цилиндр қақпағымен поршень арасындағы кеңістік кеңейіп, вакуум пайда болады. Осының нәтижесінен сору клапаны ашылады және газ цилиндрге сорыла бастайды. Поршеннің кері оңнан сола қарай қозғалысында сору клапаны жабылып, ал цилиндрдегі газ поршенмен қысымның соңғы мәніне дейін сығылады, сосын айдау клапаны ашылып, сығылған газ айдау құбырына беріледі.

Бірсатылы екі әрекетті компрессорларда газ цилиндрде поршеннің екі жағымен кезек-кезек сығылады. Поршеннің бір рет оңға және солға сығылғанда газ екі рет сорылып, екі рет айдалады. Цилиндрде екі сору және екі айдау клапандары бар. Мұндай компрессорлардың құрылысы күрделілеу болғанымен, олардың өнімділігі жай әрекетті компрессорларға қарағанда екі есе көп болады. Газ сығылғанда оның температурасы көбейеді, сондықтан оның температурасын төмендету үшін, цилиндр қабырғасындағы арнайы жейде арқылы үздіксіз суытушы су жіберіледі. Компрессордың өнімділігін арттыру үшін жай және екі әрекетті көпцилиндрлі компрессорлар қолданылады.

5.2 Роторлы компрессорлар және газ үрлегіштер

Пластиналы компрессорлар. Компрессордың корпусының ішіне эксцентрлі ротор орналасқан. Компрессор жұмыс істегенде оның қабырғалары қызып кетпеу үшін сыртында суытатын су берілетін жейдесі болады. Ротордың радиалдық ойықтарындағы пластиналар ротор айналғанда ортадан тепкіш күш әсерінен ойықтардан еркін шығуы үшін корпус пен ротор арасындағы орақ тәрізді кеңістікті бірнеше камераларға бөледі. Камералардың көлемі корпустық вертикаль осінен оңға қарай көбейеді, ал солға қарай пластиналар ойықтарына кіре бастаған кезде азаяды. Осының салдарынан газ құбыр арқылы сорылып, сосын сығылып, айдау құбырына беріледі. Пластиналы роторлы компрессорлар бір және екі сатылы болып жасалынады. Бір сатылы компрессорларда абсолюттік сығу қысымы $(2,5 \div 4) \cdot 10^5 \text{ Па}$ ($2,5 \div 4 \text{ атм}$), ал екі сатылы компрессорларда $(8 \div 15) \cdot 10^5 \text{ Па}$ ($8 \div 15 \text{ атм}$) болады.

Роторлы компрессорлардың поршеньді компрессорға қарағанда төмендегі артықшылықтары мынада:

- 1) өлшемдері (размерлері) және салмағы кіші және аз орын иеленеді;
- 2) құрылымы қарапайым, детальдар саны кем және арзан;
- 3) кривошиті-шатунды механизмі жоқ.

Кемшіліктері: 1) ПӘК төмен; 2) сығу қысымы аздау.

Сақиналы роторлы компрессорлар. Корпус ішіне эксцентрлі қалақшалы ротор орналасқан компрессорды жұмысқа қосудан бұрын оның корпусының жартысына дейін сұйық құйылады. Ротор айналғанда су корпустың қабырғаларына шашырап, корпус пен ротор арасында айналмалы су сақинасы пайда болады. Ротордың эксцентрлігіне байланысты, сумен толтырылған кеңістік ротор қалақшаларымен әртүрлі көлемді қуысқа бөлінеді. Ротор айналғанда көлемі үлкейетін қуыстағы тесік арқылы газ сорылып, көлемі азаятын қуыстарды сығылып тесік арқылы айдау құбырына беріледі. Бу компрессорда су сақиналы поршень міндетін атқарады, содықтан мұндай компрессорды *сұйық поршеньді* деп атайды. Сұйық поршеньді компрессор газ күйіндегі хлорды тасымалдағанда қолданылады. Мұндай компрессор корпусы эллипс пішінді болып, оған күкірт қышқылы құйылады. Ротор мен корпус центрлес болады. Су сақиналы роторлы компрессорды өте аз қысым алынаты болғандықтан вакуум-насос ретінде қолданылады.

Газ үрлегіштер. Корпус ішінде екі параллель биікте екі барабан немесе поршень айналады. Бұлардың біреуі электр қозғалтқыш жәрдемінде айналып, ал екіншісі тісті беріліс арқылы байланысқан. Барабандар бір-біріне қарама-қарсы бағытта айналады. Барабандар бір-біріне және корпусқа нығыз тақалып айналғанда бір-біріне бөлек камера пайда болады. Бұл камераның біреуінен газ сорылып, ал екіншісінен газ сығылады. Газ үрлегіштердің өнімділігі $2 \div 800 \text{ м}^3/\text{мин}$.

5.3 Ортадан тепкіш компрессорлар

Ортадан тепкіш компрессорлар желдеткіштер, турбоурлегіштер және турбокомпрессорлар болып бөлінеді.

Желдеткіштер. Ортадан тепкіш желдеткіштер шартты түрде үш топқа бөлінеді:

- 1) Төмен қысымды ($P < 10^3 \text{ Па}$)
- 2) Орта қысымды ($P = 10^3 \div 3 \cdot 10^3 \text{ Па}$)
- 3) Жоғары қысымды ($P > 3 \cdot 10^3 \text{ Па} \div 10^4 \text{ Па}$)

Спираль тәрізді корпустың ішінде көп қалақшасы бар жұмысшы доңғалақ айналады. Газжелдеткіштің өсу бойынша сору құбыры арқылы сорылып, айдау құбыры арқылы беріледі. Желдеткіштер пішіні, корпусының, жұмысы доңғалағының, қалақшаның размерлерін гидравликалық шығын аз болатындай етіп таңдау керек.

Турбогазурлегіштер. Корпустың ішінде қалақшалары ортадан тепкіш насостың қалақшаларындай жұмысшы доңғалақ айналады. Әдетте доңғалақты газдың кинетикалық энергиясын потенциалдық энергияға айналдыратын бағыттаушы аппараттың ішіне орнатады. Бағыттаушы аппарат бір-бірімен жұмысшы доңғалақтың иілген жағына қарама-қарсы иілген қалақшалармен қосылған екі сақиналы құрылғы. Біліктегі жұмысшы доңғалақтың санына қарай турбогазурлегіштер бір және көп сатылы болады. Турбогазурлегіштердің сығылу дәрежесі 3-3,5 көп болмайды, сондықтан оларда газ суытылмайды.

Турбокомпрессорлар. Турбогазурлегіштерге қарағанда жоғары сығу дәрежесін алу үшін турбокомпрессорлар қолданылады. Айдау қысымының үлкен болуына байланысты турбокомпрессорларда жұмысшы доңғалақтарының саны көп болады және олардың диаметрі мен ені жоғары қысымды сатыға қарай азаяды.

Турбокомпрессорлардың жұмысшы доңғалағының айналу жылдамдығы 240÷270 м/с, ал айдау қысымы – $2,5 \div 3 \cdot 10^6 \text{ Па}$ (25-30 атм) дейін болады.

Сығу дәрежесінің жоғары болуына, яғни газдың температурасының көбеюіне байланысты турбокомпрессорларды газды суыту қажет болады. Газды суыту үшін корпусқа орнатылған арнаулы каналдар арқылы су жіберіледі немесе сатылар арасынан суытқыштар орнатылады.

Осьтік желдеткіштер. Цилиндрлі құбырдың қысқа бөлігінде корпус ішіне жұмысшы доңғалақ орналасқан. Жұмысшы доңғалақтың қалақшалары винтті бет бойынша иілген пропеллер болады және желдеткіш рамаға бекітіледі. Жұмысшы доңғалағы айналғанда газ қалақшалар арқылы осі бойынша сорылып, беріледі. Газ ағынына желдеткіштің кедергісінің аздығына байланысты осьтік желдеткіштің ПӘК ортадан тепкіш желдеткіштерге қарағанда көп болады, бірақ тегеуріні 3-4 есе аз болады. Сондықтан осьтік желдеткіштер көп көлемді газды тасымалдау үшін қолданылады.

5.4 Компрессорлы машиналарды талдау

Химия өндірісінде поршеньді және ортадан тепкіш насостар кеңінен қолданылады. Турбокомпрессорлар мен турбоурлегіштер ықшамды және қарапайым, сонымен бірге олар майланбаған таза газ береді. Олардың ПӘК-і поршеньділерге қарағанда төмен болғанымен капиталды және пайдалану шығындары аз болғандықтан, $6000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ және одан көп өнімділікте қолдану экономикасы тиімді, сондықтан турбокомпрессорлар қысымы 30 атм. дейін $10000\div 200000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мөлшері газдар беруде қолданылады. Өнімділігі аз ($10000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ дейін) жоғары қысымды (1000 атм. дейін) поршеньді компрессорлар қолданылады. Осы тік компрессорлар ықшамды және ПӘК жоғары. Олардың $80000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ өнімділікте және 6 атм. дейін қысымда қолданылады.

6. СҮЙЫҚТЫ ЖӘНЕ ГАЗДЫ ӘРТЕКТІ ЖҮЙЕЛЕРДІ АЖЫРАТУ

Екі және одан да көп фазалардан құралған жүйелерді әртекті жүйе дейді. Бұл фазалардың біреуі дисперсионды фаза болып, оның ішінде басқа фазалардың бөлшектері таралған болады. Бұл таралған бөлшектерді дисперсті фаза деп атайды.

Фазалардың физикалық күйіне байланысты әртекті жүйелердің төмендегі турлері болады: газ-қатты бөлшектер, газ-сұйық бөлшектер, сұйық-қатты бөлшектер, сұйық-сұйық, сұйық-газ.

Суспендиялар - сұйық және оның ішінде қатты бөлшектер таралғаннан пайда болған әртекті жүйелер. Қатты бөлшектердің өлшеміне байланысты шартты түрде суспендиялар ірі, майда, өте майда және коллоидты ерітінді болып бөлінеді.

Эмульсиялар - бір сұйық ішінде онымен араласпайтын екінші сұйық бөлшектері таралғаннан пайда болған әртекті жүйелер.

Көбіктер – сұйық және оның ішінде газ көпіршіктері таралғаннан пайда болатын әртекті жүйелер.

Шаңдар және түтіндер – газ және оның ішінде қатты бөлшектер таралғаннан пайда болатын әртекті жүйелер. Шаңдар көбінесе қатты заттарды ұсақтағанда, араластырғанда және тасымалдағанда пайда болады. Шаңдағы қатты бөлшектердің өлшеміне байланысты олар түтін, тұман және аэрозоль болып бөлінеді.

Эмульсия мен көбік үшін дисперсті фазаның дисперсионды фазаға, керісінше дисперсионды фазаның дисперсті фазаға айналып кету мүмкіндігі бар. Бұл жағдай фазалардың мөлшерінің белгілі бір қатынастарында болады және оны фазалардың инверсиясы деп атайды.

6.1 Ажыратудың материалдық балансы

Егер заттардың шыны болмаса, онда ажыратудың тепе-теңдігін заттардың барлық мөлшері бойынша былай жазыңыз:

$$G_K = G_M + G_T$$

дисперсті фаза бойынша:

$$G_K \cdot X_K = G_M \cdot X_M + G_T \cdot X_T$$

мұндағы, G_K, G_M, G_T – берілген қоспа, мөлдірленген сұйық және тұнба мөлшері X_K, X_M, X_T – заттың қоспадағы, мөлдірленген сұйықтағы және тұнбадағы массалық үлестері.

Егер қоспадағы заттың массалық үлесі берілген болса, онда (1) және (2) теңдеулерден мөлдірленген сұйық және тұнба мөлшерін анықтауға болады:

$$G_M = G_K \frac{X_T - X_K}{X_T - X_M} \quad (3)$$

$$G_T = G_K \frac{X_K - X_M}{X_T - X_M}$$

6.2 Тұндырғыш аппараттар

Тұндырғыш әртекті жүйелерді ажыратудың басқа тәсілдеріне қарағанда ең оңай және арзан тәсіл болып есептеледі. Тұндыруды тұндырғыш немесе қоюландырғыш деп аталатын аппараттарда өткізеді. Бұл аппараттар мерзімді, үздіксіз және жартылай үздіксіз әрекетті болып бөлінеді. Мерзімді әрекетті тұндырғыштар биіктігі төмендеу бассейндер болады. Оларда орналастырғыш болмайды. Мұндай аппараттар суспензиямен толтырылып, белгілі бір уақыт шамасында тұндырылады. Осы уақытта қатты бөлшектер аппараттың түбіне толады. Аппараттардың түп жағы көбінесе конус, ал жоғары жағы цилиндр болып келеді.

Жартылай үздіксіз әрекетте жұмыс істейтін тұндырғыштарда тұнба конусты бункерде жиналып, белгілі бір мерзімде алынады да, ал мөлдірленген сұйық аппараттан құбыр арқылы үздіксіз шығарылады.

Өнеркәсіпте көбінесе үздіксіз әрекетті тұндырғыштар қолданылады. Бұл тұндырғыштардың мынадай артықшылықтары бар: 1) үздіксіз әрекетті; 2) өнімділігі жоғары, 3000 т/тәулік; 3) тұнбаның тығыздығы біркелкі.

Кемшіліктері: өте үлкен диаметрлері 1,8 м-ден 30 м, ал кейбір өндірісте суды тазалау үшін 100м-ге дейін болады. Диаметрі үлкен болғандықтан көп орынды керек етеді. Сондықтан орынды тежеу үшін көпқабатты тұндырғыштар қолданылады. Мұндай тұндырғыштар бірінің үстіне бірі орналасқан бірнеше аппараттан құралады.

6.3 Сүзу процесі

Қатты бөлшектерді ұстап қалатын, ал сұйықты өткізіп жіберетін кеуекті бөгеттер жәрдемімен суспензияларды ажырату сүзу процесі деп аталады.

Суспензияларды сүзгі деп аталатын аппараттарда ажыратады. Сүзгілер сүзу бөгеттері арқылы екі бөлікке бөлініп, оның бір бөлігіне суспензия құйылады. Осы екі бөліктің екі жағындағы қысымдар айырмасының әсерінен сұйық сүзу бөгеттерінің кеуектерінен өтіп, ал олардың бетінде қатты бөлшектер ұсталынып қалады. Сонымен суспензия таза сүзінді және ылғалды тұнбаға ажыратылады. Кейбір кезде қатты бөлшектер сүзу бөгетінің кеуектерінде ұсталынып, тұнба пайда болмайды.

Осындай қасиеттерге байланысты сүзу процесі екі түрге бөлінеді:

- 1) тұнба пайда болу жолымен сүзу;
- 2) сүзу бөгетінің кеуектерін толтыру арқылы сүзу.

Сүзу процесінің қозғаушы күші - қысымдар айырмасы болып табылады. Іс жүзінде сүзу процесі үш түрлі режимде өткізіледі:

1) Егер суспензияның жоғары жағын қысылған газбен (көбінесе ауамен) немесе сүзу бөгетінің астыңғы жағын вакууммен қосса, онда сүзу процесі тұрақты қысымдар айырмасында өтеді. Бұл кезде сүзу процесінің жылдамдығы азаяды, себебі пайда болған тұнба қабатының қалыңдығы көбейген сайын оның гидравликалық кедергісі көбейеді. Дәл осындай процесті суспензияның тұрақты деңгейінде гидростатикалық қысымның әсерінен пайда болатын қысымдар айырмасы арқылы өткізуге болады.

2) Егер суспензия сүзгіге поршеньді насостар жәрдемімен берілсе, онда сүзу процесі тұрақты жылдамдықта ($\omega = \text{const}$) өтеді, себебі электр қозғалтқыштың тұрақты айналу санында насостың өнімділігі тұрақты болады. Бұл кезде тұнба қабатының кедергісінің көбеюіне байланысты қысымдар айырмасы да көбейеді.

3) Егер суспензия сүзгіге ортадан тепкіш насостар жәрдемімен берілсе, онда сүзу процесі оның жылдамдығының және қысымдар айырмасының өзгеруінде өтеді, себебі электрқозғалтқыштың тұрақты айналу санында насостың өнімділігі тұнбаның кедергісі көбейген сайын азаяды.

Өндірісте сүзу процесін төмендегі қысымдар айырмасында өткізеді:

1. Суспензияның гидростатикалық қысымы әсерінен - $\Delta P < 0,05 \text{ МПа}$
2. Вакуум әсерінен – $\Delta P < 0,05 \div 0,09 \text{ МПа}$
3. Қысылған газ әсерінен - $\Delta P < 0,05 \div 0,3 \text{ МПа}$
4. Суспензия поршеньді немесе ортадан тепкіш насостар арқылы берілсе - $\Delta P < 0,05 \text{ МПа}$

Тұнба пайда болу жолымен сүзу процесі суспензиядағы қатты бөлшектер концентрациясы жоғары (көлем бойынша 1%-тен көп) болған кезде кеңінен қолданылады. Сүзу бөгеттерінің кеуектерін бітеу арқылы сүзу процесін мүскіндігінше аз қолданады, себебі процестен кейін бөгеттердің кеуектерін тазалау өте қиын.

Сүзу бөгеттері кеуегінің өте майда бөлшектермен бітеліп қалмауы үшін суспензияға өте майда дисперсті заттар (активті көмір, силикогель, асбест т.б.)

қосады. Бұл заттар сүзу бөгеттерінің бетінде қалып, кеуектердің бітелуіне кедергі жасайды.

Сүзу бөгетінің бетінде пайда болған тұнбалар сығылмайтын және сығылатын болып бөлінеді. Сығылмайтын тұнбалардың бөлшектер арасындағы кеуегінің размері қысымдар айырмасы көбейгенде өзгермейді. Сығылатын тұнбалардың кеуектілігі азайып, олардың сүзінді ағынына кедергісі қысымдар айырмасы көбейгенде көбейеді. Сығылмайтын тұнбаларға құм бөлшектірі, кальций карбонаты, натрий бикарбонаттары жатады. Өте сығылатын тұнбаларға металдар (Al, Fe, Cu т.б.) оксидтерінің гидраттары жатады.

Сүзу процесінің негізгі өнімі үзінді немесе тұнба болуы мүмкін. Егер тұнба болса, онда сүзінді қалдықтарын шығару үшін оны басқа сұйықпен жуады, сосын ауамен немесе инертті газбен үрлейді және құрғатады.

6.4 Сүзу бөгеттері

Сүзу процесінің өнімділігі және алынатын сүзіндінің тазалығы, көбінесе сүзу бөгеттерінің қасиеттеріне ие болуы керек.

- 1) Кеуектерінің размері тұнбаның бөлшектерін ұстап қалатындай;
- 2) Гидравликалық кедергісі аз;
- 3) Сүзілетін ортаның әсеріне химиялық беріктілігі;
- 4) Механикалық және жылулық беріктіктері жеткілікті болу керек.

Сүзу бөгеттері металды торлардан, мақталы матадан, жүнді матадан, синтетикалық және керамикалық материалдардан, шынылы мақтадан жасалынады. Сонымен бірге сүзгі бөгеті ретінде құм, түйіршік тас, тұнба қабаттары қолданылады. Сүзу бөгеттері структуралық құрылысына байланысты иілгіш және иілмейтін болып бөлінеді.

6.5 Сүзу процесінің теңдеуі

Сүзу жылдамдығы. Сүзу жылдамдығы уақыт бірлігінде сүзгі бетінен алынған сүзінді көлемін косетеді:

$$\omega_c = \frac{dV_c}{S d\tau}$$

V_c – сүзіндінің көлемі, м³

S – сүзгі беті, м²

τ – сүзу уақыты, с

Тұнба бөлшектерінің арасындағы кеуектілікпен сүзу бөгеттерінің кеуектіліктерінің размері кіші және ондағы сұйықтың жылдамдығы аз болғандықтан сүзу процесі ламинарлы режиде өтеді. Сонымен бірге, сүзу жылдамдығы қысымдар айырмасына тура пропорцианал, ал сұйықтың тұтқырлығы және тұнба қабаты мен сүзу бөгеттерінің жалпы гидравликалық кедергісіне кері пропорцианал болады:

$$\omega_c = \frac{\Delta P}{\mu(R_1 + R_{cб.})}$$

ΔP – қысымдар айырмасы, Па;
 μ – суспензияның сұйық фазасының тұтқырлығы, Па·с;
 R_1 – тұнба қабатының кедергісі, м⁻¹;
 $R_{с.б.}$ – сүзу бөгетінің кедергісі, м⁻¹.

6.6 Сүзгілер

Сүзгілер жұмыс істеу әрекетіне қарай мерзімді және үздіксіз әрекетті болады. Тұнба пайда болатын процестерге мерзімді және үздіксіз әрекетті сүзгілер пайдаланылады.

Қысымдар айырмасымен қамтамасыз ету тәсіліне байланысты сүзгілер вакуумда ($\Delta P=0,06\div 0,08$ МПа) және қысым астында ($\Delta P=0,3\div 0,5$ МПа) жұмыс істейтін болып бөлінеді. Қысым астында жұмыс істейтін сүзгілердің құрылымының механикалық беріктігі жоғару болу керек болғандықтан вакуумды сүзгілерді пайдалану тиімді. Дегенмен, тұнбаның гидравликалық кедергісі үлкен болса және көп сығылмайтын тұнба болса, онда қысымдар астында жұмыс істейтін сүзгілерді пайдалану тиімді.

Технологиялық мақсатқа байланысты сүзгілер: суспензияларды ажырататын және өндірістік газдарды тазалайтын болып бөлінеді.

Сүзу бөгеттеріне байланысты сүзгілер: металды бөгетті, сығылмайтын дәнді бөгетті (кұмды,көмірді) және қатты бөгетті (металды тор, кеуекті керамика) болып бөлінеді.

Сүзу процесінің өтуіне және сүзгілердің тиімді жұмыс істеуіне суспензиядағы қатты бөлшектердің ауырлық күші әсерінен тұнуының көп маңызы бар. Сондықтан, сүзгілер сүзінді қозғалысының және оның ауырлық күшінің өзара бағыттары бойынша: қарама-қарсы бағытты (бұрыш 180°), бір бағытты (0°) және перпендикуляр бағытты (90°) болып бөлінеді.

Өндірісте пайдалану тиімділігіне және құрылымдарының біркелкілігіне байланысты сүзгілер түрлері.

Мерзімді әрекетті сүзгілер: нутч, сүзгі-престер, тімсемді, патронды.

Үздіксіз әрекетті; ленталы, дискала, табақшалы, карусельді, барабанды.

Нутч сүзгілер вакуумда немесе қысым астында мерзімді әрекетте жұмыс істейтін өте қарапайым сүзгілерге жатады. Мұндай сүзгілерде сүзіндінің және оның ауырлық күшінің бағыттары бірдей болады. Олар цилиндр немесе тіктөртбұрыш пішінді тік аппарат болып жасалынады. Суспензия жоғарыдан құйылады да, сүзінді вакуум немесе қысым әсерінен сүзгі бөгеттерінен өтеді. Сығылған ауа бергенде аппаратта артықша қысым пайда болады. Сүзгі бөгетінің бетінде пайда болған тұнба жуылған соң, қол күшінің жәрдемімен аппараттан шығарылады. Мұндай сүзгілердің диаметрі 1м, ал көлемі 0,5м³ дейін болады.

Артықшылықтары: тұнбаның біркелкі және толық жуылуы.

Кемшіліктері: 1м² сүзу бетіне сәйкес келетін сүзгінің алатын орнының салыстырма ауданы көп.

Қазіргі кезде нутч сүзгілер аз өнімді өндірістерде қолданылады.

Қысым астында мерзімді әрекетте жұмыс істейтін сүзгілерге тек рамалы сүзгі-престер жатады және оның ауырлық күшінің бағыттары бір-біріне перпендикуляр болады.

Өндірісте тұнбаны гидравликалық және механикалық тәсілдермен түсіретін сүзгі процестері пайдаланылады. Гидравликалық тәсілмен тұнбаны түсіргенде рамалар мен тақталарды жылжытпай, тұнбаны су ағынмен суспензия күйінде шығарады. Механикалық тәсілде сүзгіге орнатылған қайырылмалы дөңгелек тік рамалар жәрдемімен түсіріледі.

Тақталардың беттерінің шеттері тегіс, ал ортасы науалы бұдыр болып жасалынады. Тақталар мен рамаларда суспензия және жуатын сұйық өтетін тесіктер жасалынған.

Тақталар мен рамалар тіктөртбұрышты немесе дөңгелек пішінді етіп шойыннан, болаттан, ағаштан және керамикадан жасалынады. Рамалар саны 22-ден 46-ға дейін, ал олардың қалыңдығы 25-46мм болады. Мысалы, шойыннан жасалған рамалардың өлшемі 1000x1000 мм болғанда сүзу беті 140м², ал қысым 10 атм болады.

Артықшылығы: сүзу бетінің көптігі, істен шыққан кейбір тақталарда шүмектерін бекіту арқылы жұмысқа қоспауға болады, жұмыс істеу кезінде қозғалатын бөлшегі жоқ.

Кемшіліктері: қол күшінің керектігі, сүзгі бөгеттерінің тез тозуы, тұнбаның жақсы жуылмауы.

Тімсемді сүзгілер қысым астында істейтін мерзімді әрекетте сүзгілерге жатады. Сүзінді және оның ауырлық күштерінің бағыттары бір-біріне перпендикуляр. Сүзгінің тімсемді тор немесе мата кигізілген рамадан құралған. Раманың ортасындағы ойықтар суспензия және жуатын сұйық берілетін құбырды суырмай раманы оңай шығаруға мүмкіндік береді. Құбыр айналмалы және ілгері-кейін жылжығанда оның соплаларынан шыққан су арқылы тұнба ағызылып түсіріледі.

Минутына 10-12 рет айналатын қалақша сүзгінің конусты бөлігінен тұнбаны шығаруды тездетеді. Сүзінді әр рамадан штуцер арқылы шығарылады. Сүзгінің жұмысын басқару автоматтандырылған.

Потронды сүзгілердің жұмыс істеу принципі тімсемді сүзгілерге ұқсас болады да, тек корпус ішінде тімсем орнына сүзгі патрондар орналасқан. Жоғарғы жағы ашық металл немесе керамикалық құбырдан жасалған кеуекті патрондарға сүзгі матасы кигізіледі. Патронды сүзгілер көбінесе суспензияларды қоюландыру үшін қолданылады.

Барабанды сүзгілер. Химия өнеркәсібінде барабанды вакуум сүзгілер жиі қолданылады. Бұл сүзгі үздіксіз жұмыс істейді және мұндағы сүзіндінің қозғалысы мен оның ауырлық күшінің бағыттары бір-біріне қарама-қарсы.

6.7 Центрифугалау

Сұйық әртекті жүйелерді ортадан күш әсерімен ажырату процесін центрифугалау деп аталады. Бұл процесс арнаулы центрифугаларда жүргізіледі. Центрифугалар тұндырғыш және сүзгілер болып бөлінеді.

Суспензия немесе эмульсия барабанның төменгі жағынан беріліп, қатты бөлшектер немесе үлкен тығыздықты сұйық фаза ортадан тепкіш күш әсерінен барабан қабырғасына қарай ығысады да, ал тығыздығы төмен фаза аппараттың осіне жақын орналасады. Барабанның қабырғасында тұнба қабаты пайда болады да, ал ажыратылатын сұйық фаза барабанның үстінгі жағынан шығарылады. Сүзгіш центрифугалардың барабанының қабырғасы көп тесікті болады. Мұндай барабанның ішкі беті сүзгі матамен қапталады. Ортадан тепкіш күштің әсерінен қатты бөлшектер матаның бетінде ұсталып қалады да, ал сұйық тұнба қабаты мата арқылы барабанның тесіктерінен сыртқа шығарылады.

Тұндырғыш центрифугалардағы эмульсияларды ажырату сепарация, ал центрифуганы сепаратор деп атайды. Мұндай аппараттардағы суспензияны ажырату – ортадан тепкіш мөлдірлену және ортадан тепкіш тұну болып бөлінеді де, ал суспензияны ажырату ортадан тепкіш сүзу деп аталады.

Жұмыс істеу принциптеріне қарай центрифугалар мерзімді әрекетті, жартылай үздіксіз әрекетті және үздіксіз әрекетті болып бөлінеді.

Барабанның орналасуына қарай горизонтальды, көлбеулі және тік болып бөлінеді.

Барабанды бекіту тәсіліне қарай тік тұрушы және аспалы болып бөлінеді.

Тұнбаны түсіруге байланысты мынадай түрлері болады: қол күшімен; қырғыш немесе пышақпен; шнекпен; ілгері-кейінді қозғалатын поршенмен; ауырлық күші әсерімен; ортадан тепкіш күш әсерімен.

Барабан және оның ішіндегі суспензия алналғанда пайда болатын ортадан тепкіш күштің мәні мына формуламен өрнектеледі:

$$C = \frac{m\omega^2}{R} = \frac{G\omega^2}{gR} = \frac{Gn^2 R}{900}$$

Мұндағы: G – барабан және материалдың салмағы;

$\omega = \frac{\pi R n}{30}$ - барабанның айналу жылдамдығы;

n- барабанның 1 минуттағы айналу саны;

R – барабанның ішкі радиусы;

g- еркін түсу үдеуі;

$g = \pi^2$ – деп қабылданған.

Центрифугаларды ажырату факторына қарай екі топқа бөледі:

1. Егер $Ka < 3500$ қалыпты центрифуга;

2. Егер $Ka > 3500$ аса жоғары центрифуга.

Ажырату факторы қанша көп болса, центрифуганың ажырату қабілеті соншалықты жоғары болады. Центрифуганың ажырату қабілетін сипаттайтын екінші көрсеткіші, оның өнімділігінің индексі Σ болып келеді. Ол ажырату факторы мен барабанның тұну бетінің көбейтіндісіне тең:

$$\Sigma = K_a \cdot F.$$

Аз концентрациялы өте майда дисперсті суспензияларды ажырату үшін аспалы тұндырғыш центрифугалар қолданылады, ал тұнбаны поршенмен түсіретін үздіксіз әрекетті центрифугалар ірі дисперсті оңай ажыратылатын суспензиялар үшін қолданылады. Орта және ірі дисперсті суспензияларды ажыратқанда тұнбаны пышақпен түсіретін горизонтальды автоматты центрифугалар қолданылады.

6.8 Сұйық орталарды араластыру.

Сұйық орталарды араластыру процесі химия өнеркәсібінде суспензия, эмульсия және гомогенді жүйелерді алу үшін және жылу- және массаалмасу процестерінің қарқындылығын арттыру үшін қолданады.

Мұндай процестердің үш негізгі тәсілі бар:

1. механикалық араластыру;
2. пневматикалық араластыру;
3. циркуляциялық араластыру.

Араластыру процесі негізінен араластыру сапасы мен араластыру әрекетінің қарқындылығымен сипатталады. Араластыру процесінің сапасы дегеніміз араластырғыш құрылғылар мен аппараттардың құрылысына және араласатын сұйыққа берілетін энергия шамасына байланысты. Процестердің жүруіне байланысты араластыру процесінің сапасы әртүрлі болады. Суспензия алу кезінде араластыру сапасы қатты бөлшектердің аппарат көлемінде таралу дәрежесін сипаттайды, ал жылу- және массаалмасу процестерінің қарқындылығын арттыруды және жылу- және масса өту коэффициенттерін арттырғанда араластыру сапасы қаншалықты артқанын көрсетеді.

Технологиялық процестердің берілген нәтижесіне жету үшін кеткен уақыт пен белгілі уақыттағы араластырғыштың аналу саны араластыру қарқындылығымен сипатталады. Араластыру қарқындылығы қаншалықты жоғары болса, араластырудың берілген сапалығына жету үшін соншалықты аз уақыт керек болады.

1. Механикалық араластыру гидродинамиканың сыртқы мәселесіне жатады. Бұл араластырғыштар үш түрлі болады: 1. қалақты; 2. пропеллерлі; 3. турбиналы. Әртүрлі араластырғыштардың аппараттағы жұмысында сұйықтың белгілі түрдегі бағытталған ағымдары пайда болады. Сұйықтың аппараттағы қозғалысын күрделі геометриялық формалы каналдағы сұйықтың қозғалысы деп қарастыруға болады.

Сұйық қозғалысына салмақ күштерінің әсерін есепке алмауға болады, бұл тәжірибе арқылы анықталған. Қалақтар саны санаулы болғандықтан сұйықтың аппараттағы қозғалысы қалыптаспаған болады. Сұйықтың каналдардағы қалыптаспаған қозғалысы мынадай байланыспен сипатталады:

$$Eu = f(Re, Fr, r_1, r_2 \dots).$$

Мұнда $r_1, r_2 \dots$ – геометриялық симплекстер.

Араластырғыш аппараттағы процесс үшін сызықты өлшем ретінде араластырғыштың диаметрін, процестің уақыты ретінде айнадырғыштың айналу санына кері пропорционал жылдамдық мәнін қабылдауға болады:

$$\omega = \frac{\Pi dn}{60}$$

мұндағы, d – араластырғыш диаметрі; n – араластырғыштың 1 минутта айналған саны.

Алынған шамаларды сәйкес ұқсастық сандарының орнына қойатын болсақ, онда:

$$\text{Re} = \frac{w_0 \cdot d \cdot \rho}{\mu}$$
$$\text{Fr}_M = \frac{n^2 \cdot d^2}{gd}$$
$$\text{Eu}_M = \frac{\Delta\rho}{\rho n^2 d^2}$$

Егер сұйық араластырғыш жұмысы әсерімен белгілі контур бойынша циркуляция жасаса, онда араластырғыш қуаты насос қуаты сияқты мына қатынастардан анықталады:

$$N = V_{\text{сек}} \cdot \Delta p$$

Мұнда, $V_{\text{сек}}$ – араластырғыштың насосық өнімділігі, $\text{м}^3/\text{сек}$;

Δp – араластырғыштан туындайтын тегеурін, $\text{кг}/\text{м}^2$.

Осыдан

$$\Delta p = \frac{N}{V_{\text{сек}}}$$

Араластырғыш өнімділігі оның қалақтары арасындағы каналдардан шыққан сұйықтың көлемдік шығынымен анықталады:

$$V_{\text{сек}} = v_r \cdot \pi dh$$

Мұнда, $V_{\text{сек}}$ – сұйықтың радиалды жылдамдығы;

d – қалақтың диаметрі;

h – қалақтың ені.

2. Пневматикалық араластыру.

Араластырудың бұл әдісі араластыратын сұйық қабатына газды жіберу арқылы өткізіледі. Араластырудың бұл тәсілі төмен қарқынды процесс және энергия шығыны механикалық араластыруға қарағанда көптеу болады.

Пневматикалық араластыру химия өндірісінде ағынды суларды биологиялық тазалауда, полимеризациялауда және газдарды тазалауда кеңінен қолданыс табуда.

3. Циркуляциялық араластыру.

Циркуляциялық араластыруда аппарат – ортадан тепкіш немесе ағынды насос – аппарат жүйесі арқылы сұйықты көп қайталап айдаумен жүргізу арқылы сұйық ортаны қарқынды араластырады. Аппаратқа сұйық арнайы шашыратқыш насадкамен жабдықталған құбырлармен беріледі. Құбырлардағы араластыру ең қарапайым және сұйықтарды тасымалдағанда ең қолайлы тәсіл. Құбырларда араластыру турбулентті пульсациялар әсерінен жүреді. Араластырудың бұл әдісін, егер ағын турбулентті және құбырдың ұзындығы сұйықтың оның ішінде болу уақытына жеткілікті болса, қолданады. Сұйықтың араласуын дамыту үшін жиі құбырдың ішіне арнайы насадкалар, инжекторлар және т.б. орнатылады.

7. ЖЫЛУ ПРОЦЕСТЕРІ

Әртүрлі температурадағы денелерде жылу энергиясының бірінен екіншісіне өтуі жылу алмасу процесі деп аталады. Жылу алмасу процесінің қозғаушы күші – ыстық және суық денелердің температураларының айырмасы болып табылады. Бұл қозғаушы күштің әсерінен термодинамиканың екінші заңына байланысты жылу ыстық денеден суық денеге өздігінен өтеді. Денелер арасындағы жылу алмасу еркін электрондар, атомдар және молекулалардың өзара энергия алмасуы арқасында болады. Жылу алмасуда қатынасатын денелерді жылу тасымалдағыштар деп атайды.

Жылу өту – жылу тарату процестері жөніндегі ғылым. Жылу процестеріне төмендегілер жатады: ысыту, суыту, конденсациялау және буландыру. Көптеген масса алмасу (мысалы, айдау, кептіру және т.б.) және химиялық процестердің өтуінде бұл процестердің маңызы үлкен.

Жылу таратудың негізгі үш түрлі тәсілі бар: жылу өткізгіштік, жылулы сәуле шығару және конвекция.

Жылу өткізгіштік. Бір-біріне тиісіп тұратын өте кіші бөлшектердің тәртіпсіз қозғалысының нәтижесінде жылу өту процесі жылу өткізгіштік – деп аталады. Бұл қозғалыс газдар және тамшылы сұйықтарда молекулалардың қозғалысы қатты денелерде кристалдық тордағы атомдардың тербелісі немесе металдардағы еркін электрондар диффузиясы болуы мүмкін. Қатты денелердің жылу таратуының негізгі түрі жылу өткізгіштік болады.

Конвекция.

Газ немесе сұйықтардың макро көлемдерінің қозғалысы және оларды араластыру нәтижесінде жылудың таралуы конвекция деп аталады. Конвекция екі түрлі болады:

1) еркін немесе табиғи;

2) еріксіз.

Газ немесе сұйық көлемінің әртүрлі нүктелеріндегі температуралар айырмашылығы салдарынан осы нүктелердегі температуралар айырмашылығы салдарынан осы нүктелердегі тығыздықтар айырмасының нәтижесінде болатын жылу алмасуды еркін немесе табиғи конвекция деп атайды. Газ немесе сұйық көлемінің еріксіз қозғалысы (мысалы, насос, компрессор жәрдемімен немесе араластырғышпен араластырғанда) салдарынан жылу алмасуды еріксіз конвекция дейді.

Жылулы сәуле шығару. Жылу энергиясының электромагнитті толқындар жәрдемінде таралуы жылулы сәуле шығару деп аталады. Бұл кезде жылу энергиясы кеңістіктен өтіп, сосын сәулелі энергияға басқа денемен сіңіріліп, қайтадан жылу энергиясына айналады.

Іс жүзінде жылу алмасу бөлек алынған бір қана тәсілмен емес, бірнеше тәсілдермен өтеді. Мысалы, қатты қабырға мен газ арасындағы жылу алмасу конвекция, жылуөткізгіштік және жылулы сәуле шығару тәсілдерімен өтеді. Жылудың қатты қабырғадан оны ағыстап өтетін газға (сұйыққа) немесе кері бағытта алмасуын *жылу беру* деп атайды.

Ыстық газдан (сұйықтан) суық газға (сұйыққа) оларды бөліп тұрған қатты қабырға немесе бет арқылы жылу өту күрделілеу болады. Бұл процесті *жылу өту* деп атайды.

Үздіксіз әрекетті аппараттарда әртүрлі нүктелердегі температура уақыт бойынша өзгермейді, мұндай аппараттағы процесс қалыптасқан (стационарлы) болады. Мерзімді әрекетті аппараттарда температура уақыт бойынша өзгереді (мысалы, ысытқанда немесе суытқанда), яғни жылу алмасу процесі қалыптаспаған болады.

7.1 Жылу өтудің негізгі теңдеуі.

Жылу өту процестеріндегі жылу ағыны Q және жылу алмасу беті F арасындағы кинетикалық байланыс жылу өтудің негізгі теңдеуі арқылы өрнектеледі:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{op} \cdot \tau$$

мұнда K – жылу алмасудың жалпы беті бойынша өтетін жылудың орташа жылдамдығын анықтайтын жылу өту коэффициенті; Δt_{op} – жылу өту процесінің орташа қозғаушы күшін анықтайтын жылу тасымалдағыштар температуралардың орташа айырмасы, τ – уақыт.

Жылу алмасудың негізгі мақсаттары қатарына жылу ағыны мен орталарда температуралар таралу арасындағы байланысты табу жатады. Дәл осы уақытта қарастырылатын ортаның барлық нүктелеріндегі температуралар шамаларының жиынтығын температуралық өріс деп атайды.

Көлемдегі температуралары бірдей нүктелердің геометриялық орның изотермиялық бет деп атайды.

Екі жақын орналасқан изотермиялық беттер арасындағы температуралар айырмасы Δt делік. Олардың арасындағы ең қысқа қашықтық нормаль бойынша Δn . Осы беттер жақындағанда $\frac{\Delta t}{\Delta n}$ қатынасы мына шекке ұмтылады:

$$\lim \left(\frac{\Delta t}{\Delta n} \right)_{\Delta n \rightarrow 0} = \frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad } t$$

Нормаль бойынша температураның изотермиялық бетке туындысы температуралық градиент деп аталады.

7.2 Жылу өткізгіштік.

Жылу өткізгіштіктің негізгі заңы болып Фурье заңы табылады. Бұл заң бойынша жылу ағынына перпендикуляр dF бет арқылы dt уақытта өтетін жылу мөлшері dQ температуралық градиентке $\frac{\partial t}{\partial n}$, бетке – dF және dt тура пропорционал:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF \cdot d\tau$$

Мұнда λ – жылу өткізгіштік коэффициенті.

Тендеудегі минус таңбасы жылу температураның төмендеу бағытына қарай берілетінін көрсетеді.

7.3 Жылу өткізгіштіктің дифференциалды теңдеуі.

Изотропты және біртекті дене ішінен көлемі dV (қабырғалары dx , dy , dz) элементарлы параллелепипедті бөліп аламыз.

Дененің физикалық қасиеттері: тығыздығы ρ , жылу сыймдылығы c және жылу өткізгіштігі λ параллелепипедтің барлық нүктелерінде бірдей және уақыт бойынша өзгермейді деп қабылдаймыз.

Параллелепипедтің қырларының температурасы t болса, онда сәйкес қарама – қарсы қырларының температуралары

$$t + \frac{\partial t}{\partial x} dx ,$$

$$t + \frac{\partial t}{\partial y} dy ,$$

$$t + \frac{\partial t}{\partial z} dz \text{ болады.}$$

Параллелепипедтің сол, артқы және астыңғы жақтарынан dt уақыт ішінде Q_x, Q_y, Q_z мөлшерінде жылулар кіріп, ал сәйкес қарама – қарсы жақтарынан (оң, алдыңғы және жоғарғы) $Q_{x+dx}, Q_{y+dy}, Q_{z+dz}$ мөлшерде жылулар шығады деп есептейік. Белгілі dt уақыт ішінде параллелепипедке кірген және одан шыққан жылулар айырмасы төмендегіше өрнектеуге болады:

$$dQ = (Q_x - Q_{x+dx}) + (Q_y - Q_{y+dy}) + (Q_z - Q_{z+dz})$$

Фурье заңына сүйеніп x осі бойынша $dydz$ жағынан кірген Q_x және шыққан Q_{x+dx} жылулар мөлшері:

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy \cdot dz \cdot d\tau$$

$$-\lambda \frac{\partial \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right)}{\partial x} dy \cdot dz \cdot d\tau = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy \cdot dz \cdot d\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

онда

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Дәл осылай y және z осьтері бойынша:

$$dQ_y = Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

$$dQ_z = Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau.$$

Жылу өткізгіштікпен dt уақытта dV көлеммен қабылданған жалпы жылу мөлшерін анықтаймыз:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

немесе

$$dV = dx \cdot dy \cdot dz$$

және жақша ішіндегі қосынды Лаплас операторы екенін ескеріп:

$$dQ = \lambda \nabla^2 t dV d\tau \quad (A)$$

Энергияның сақталу заңы бойынша параллелепипедтегі жылудың көбеюі оның энтальпиясының өзгеруіне шығындалған жылу мөлшеріне тең болады, яғни

$$dQ = dt = c \cdot \rho dV \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau \quad (\text{Б})$$

(А) және (Б) тендеулерін теңестірсек:

$$c \cdot \rho \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda \nabla^2 t;$$

$$\frac{\lambda}{c \cdot \rho} = \alpha, \text{ деп белгілеп,}$$

төмендегіше жазамыз: $\frac{\partial t}{\partial \tau} = \alpha \nabla^2 t$

тендеуі қозғалмайтын ортадағы жылу өткізгіштіктің дифференциалды тендеуі деп аталады. Тендеуді пропорционалдық коэффициент α температура өткізгіштік коэффициенті деп аталады.

7.4 Жылулы сәуле шашырату.

Жылулы сәуле шашырату арқылы жылу өтуі химия және онымен іргелес өндіріс салаларында сирек кездеседі. Сондықтан бұл процестің басты негіздерін қарастырамыз.

Егер дененің бетіне Q_0 мөлшерде сәулелі жылу энергиясы түссе, оның тек қана бір бөлігі ғана Q_A денемен сіңіріліп жылу энергиясына айналады да, басқа бір бөлігі Q_R дене бетімен шағылысып, қалған бөлігі Q_D дене арқылы өтіп кетеді.

Демек

$$Q_0 = Q_A + Q_R + Q_D$$

$$\frac{Q_A}{Q} = A \text{ – катынасы дененің сіңіргіштік,}$$

$$\frac{Q_R}{Q} = R \text{ – шағылысу,}$$

$$\frac{Q_D}{Q} \text{ – қабілеттерін сипаттайды:}$$

$$A + R + D = 1$$

Егер $A = 1$ ($R = 0, D = 0$) болса, онда денеге түскен сәулелі жылудың барлығы сіңіріледі. Мұндай дене абсолютті қара деп аталады.

Егер $R = 1$ ($A = 0, D = 0$) болса, онда денеге түскен сәулелі жылудың барлығы шағылысады. Мұндай дене абсолютті ақ деп аталады.

Егер $D = 1$ ($A = 0, R = 0$) болса, онда денеге түскен сәулелі жылудың барлығы денеден өтіп кетеді. Мұндай дене абсолютті мөлдір деп аталады.

Сәулелі жылу алмасудың қарқындылығы Стефан – Больцман заңымен анықталады:

$$E_0 = K_0 \cdot T^4$$

Мұнда, K – абсолютті қара дененің сәуле шашырату константасы, T – абсолютті температура.

7.5 Конвекция және жылу беру. Фурье – Кирхгоф теңдеуі. Жылу берудің критериалды теңдеуі.

Қатты дененің бетінен немесе оның бетіне жылудың сұйықта (газда) бірдей конвекциямен және жылу өткізгіштікпен таралуын конвективті жылу алмасу деп атайды. Жылудың осылай таралуын жылу беру деп те атайды. Жылу беру кезінде жылу қатты дене бетінен сұйыққа шекаралық қабаттан жылу өткізгіштікпен және шекаралық қабаттан сұйықтың массасына (ядросына) конвекциямен өтеді. Әрине, жылу беруге сұйық қозғалысының тәртібі едәуір әсер етеді.

Жылу берудің негізгі заңы болып Ньютон заңы табылады:

$$dQ = \alpha(t_k - t_c) dF \cdot d\tau$$

Мұнда, dQ – беттен ортаға бөлінген жылу мөлшері;

dF – жылу алмасу беті;

t_k, t_c – қабырға бетінің және сұйық ортаның температуралары;

$d\tau$ – уақыт;

α – жылу беру коэффициенті деп аталатын пропорционалдық коэффициент.

Ағындардың құрылымының күрделілігінен, α көптеген аумалы көрсеткіштер функциясы болғандықтан жылу беру коэффициенті мынадай факторларға байланысты: сұйық қозғалысының жылдамдығына, сұйықтың физикалық көрсеткіштеріне, жылу алмасу бетінің формасы мен өлшемдеріне. Оны анықтау үшін сұйықта температуралар таралуын білу қажет.

7.6 Конвективті жылу алмасудың дифференциалдық теңдеуі.

Конвективті жылу алмасуда жылу сұйықта бір мезгілде жылу өткізгіштікпен және конвекциямен таралады. Жылудың жылу өткізгіштік арқылы таралу процесі жылу өткізгіштіктің дифференциалды теңдеуімен өрнектеледі:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right).$$

Бұл теңдеудің сол жағы ортадан бөлініп алынған қозғалыссыз элементтің температурасының локалды өзгеруін көрсетеді.

Конвективті жылу алмасуда элемент кеңістіктің бір нүктесінен екіншіге ауысып отырады. Бұл кезде элементтің температурасының өзгеруін, оның шамасының уақыт және координат осьтері бойынша өзгеруін есепке алатын субстанцианалды туындымен өрнектеуге болады. Егер элементтің кеңістікте x , y және z осьтері бағыттары бойынша ауысу жылдамдығын сәйкесті w_x , w_y , w_z деп белгілесек, онда субстанцианалды туындыны мынадай түрде жазуға болады:

$$\frac{Dt}{D\tau} = \frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z$$

Егер (3.4) теңдеуіндегі температура локалды өзгеруін толық өзгеруге (3.9 – ға сәйкес) ауыстырса, онда бұның нәтижесінде конвективті жылу алмасудың Фурье – Кирхгоф дифференциалды теңдеуін аламыз:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

7.7 Жылу берудің критериялды теңдеуі.

Қозғалыстағы сұйық ішіндегі қатты қабырғаның бетінде әрқашанда қалыңдығы δ шекаралық қабат болады, ол арқылы жылу жылу өткізгіштікпен таралады. Осы қабат арқылы қабат бетінен сұйық ағынының ядросына өткен жылу мөлшерін Фурье заңы бойынша анықтауға болады:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} dF \cdot d\tau$$

Осы жылу мөлшерін Ньютон заңы бойынша да табуға болады:

$$dQ = \alpha(t_k - t_c) dF \cdot d\tau$$

Осы теңдеулердің оң жақтарын теңестіріп, ұқсас мүшелерін қысқартып, табамыз:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} = \alpha(t_k - t_c) = a\Delta t$$

Соңғы теңдеулер конвективті жылу алмасу процесін толық өрнектейді.

Есептеу практикасында осы теңдеулерінен ұқсастық теория тәсілдерімен алынтан критериялды теңдеулерді пайдаланады.

Бұл теңдеуінің екі жағында сол жақ мүшеге бөліп, өлшемсіз комплекс аламыз:

$$\frac{\alpha \cdot l}{\lambda} = Nu$$

Бұл комплекс Нуссельт критеріі деп аталады.

теңдеуінен барлық мүшелерін $a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$ – қа бөліп, өлшемсіз комплекстер аламыз.

$$\text{Фурье критерийі} \quad \frac{l^2}{a \cdot \tau} = \frac{1}{Fo}$$

$$\text{немесе} \quad Fo = \frac{a \cdot \tau}{l^2}$$

$$\text{және Пекле критерийі} \quad Pe = \frac{wl}{a} .$$

Алынған Nu, Fo және Pe критерийлері жылу ұқсастық критерийлері болып табылады. Нуссельт критерийі қабырға мен сұйық арасындағы бірліктегі жылу алмасу процестерінің ұқсастығын сипаттайды. Фурье критерийі жылу алмасудың қалыптаспаған процестердің ұқсастығын сипаттайды. Пекле критерийі сұйық ағынында конвекциямен және жылу өткізгіштікпен таралатын жылу мөлшерлерінің қатынасын сипаттайды.

Жоғары айтылғандардан басқа жылу алмасу процестерінің ұқсастығына қажетті шарттар болып, гидродинамикалық және геометриялық ұқсастықтары сақталуы табылады. Біріншісі ұқсас ағындардың ұқсас нүктелерінде гомохрондық (Ho), Рейнольдс (Re) және Фруд (Fr) критерийлерінің теңдігімен сипатталады, ал екіншісі қабырғаның негізгі геометриялық өлшемдерінің сипатты өлшемге қатынасының тұрақтылығымен сипатталады. Құбырлар үшін әдетте сипатты өлшемі болып олардың диаметрі d табылады. Сонымен, конвективті жылу алмасудың қортынды критериалды теңдеуі мынадай функция түрде өрнектеледі:

$$f\left(Re, Gr, Fr, Nu, Pe, Fo, \frac{1}{d}\right) = 0$$

Нуссельт критерийі анықталушы болып табылады, себебі оған ізделетін шама – жылу беру коэффициенті кіреді, осыны ескеріп:

$$Nu = f\left(Fo, Pe, Ho, Re, Fr, Gr, \frac{1}{d}\right)$$

Әдетте Пекле критерийін екі критерий көбейтіндісі түрінде қолданады:

$$Pe = \frac{w \cdot l}{a} = \frac{w \cdot l}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} = Re \cdot Pr$$

мұнда

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu}{a \cdot \rho}$$

Бұл өлшемсіз шама Прандтль критерийі деп аталады, ол жылу тасымалдағыштардың физикалық қасиеттерінің ұқсастығымен сипаттайды. Қалыптасқан жылу алмасу процесінде критериалды теңдеуден Fo критерийі және Ho критерийі алып тасталады да, теңдеу мына түрге келеді:

$$\text{Nu} = f\left(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Fr}, \text{Pr}, \frac{1}{d}\right)$$

Еріксіз қозғалыста, салмақ күштер әсерін есепке алмауға болады, онда теңдеуде Fr критерийі болмайды:

$$\text{Nu} = f\left(\text{Re}, \text{Pr}, \frac{1}{d}\right)$$

Табиғи қозғалыста критериалды теңдеуден Re критерийі алып тасталады:

$$\text{Nu} = f\left(\text{Gr}, \text{Pr}, \frac{1}{d}\right)$$

Грасгоф критерийі үйкеліс күштерінің көтергіш күшке қатынастар мөлшерін сипаттайды, ол изотермиялық емес ағынның әртүрлі нүктелеріндегі тығыздықтар айырмасымен анықталады.

7.8 Күрделі жылу өту. Жылу өту коэффициенті мен жылу беру коэффициенттері арасындағы байланыс.

Жылу процестерінде көпшілік жағдайда жылудың таралуы бір мезгілде жылу өткізгіштікпен де, жылу шашыратумен де және конвекциямен де жүреді. Егер жылу өтуі бір мезгілде осы барлық тәсілдермен немесе ең кемі екі түрімен жүрсе, онда мұндай процесті күрделі жылу алмасу деп атайды. Жылу алмасудың типтік мысалы ретінде бір мезгілде конвекциямен және жылу шашыратумен жылу таралу процесін айтуға болады.

Егер жылу беретін қабырға температурасы t_k , жылу қабылдайтын сұйықтың және оның қабығының температурасы t_c болса, онда уақыт бірлігінде конвективті жылу алмасумен қабырғаның беретін жылуы:

$$Q_k = \alpha(t_k - t_c)F$$

Ал жылу шашыратумен:

$$Q_{ш} = C_{1-2} \left[\left(\frac{T_{cm}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ж}}{100} \right)^4 \right] F$$

Егер мынадай белгілеу енгізсек:

$$\alpha_{ш} = \frac{C_{1-2} \left[\left(\frac{T_{cm}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ж}}{100} \right)^4 \right]}{e_n - e_c}$$

мұнда $\alpha_{ш}$ – сәуле шашыратумен жылу беру коэффициенті, онда $Q_{ш}$ -ды мынадай теңдеумен өрнектеуге болады:

$$Q_{ш} = \alpha_{ш} (t_k - t_c) F$$

Яғни, уақыт бірлігінде конвекциямен және жылу шашыратумен берілген жылу мөлшері мына формулаға тең:

$$Q = Q_k + Q_{ш} = (\alpha + \alpha_{ш}) (t_k - t_c) F$$

немесе

$$Q = \alpha^* (t_k - t_c) F$$

мұнда $\alpha^* = \alpha + \alpha_{ш}$ – жалпы жылу беру коэффициенті.

Жылу процестерінде жылу алмасу – бір жылу тасымалдағыштан екіншіге жылудың өтуімен жүргізіледі, ал бұл жылу тасымалдағыштар көпшілік жағдайда қалқамен бөлінеді.

Өтетін жылу мөлшері жылу өтудің негізгі теңдеуімен анықталады:

$$Q = K \Delta t_m \cdot F$$

Бұл теңдеудегі жылу өту коэффициенті K жылу процесінің жылдамдығының қосынды коэффициенті.

K – ның санды шамасын есептейтін қатынастарды табу үшін жылудың бір жылу тасымалдағыштан екіншіге оларды бөлетін қабырға арқылы өтуін қарастыру керек. Қалыңдығы δ , жылу өткізгіштігі λ жазық қабырғаны қарастырайық. Қабырғаның бір жағында ағын ядросында температурасы t_1 жылу тасымалдағыш ағады, басқа жағында температурасы t_2 жылу тасымалдағыш. Қабырға беттерінің температуралары t_{k1} және t_{k2} , жылу беру коэффициенттері α_1 және α_2 .

Жылу алмасу процесі қалыптасқан. Демек, қызу жылуы жоғары жылу тасымалдағыштан қабырғаға, қабырға арқылы және қабырғадан жылу төмен жылу тасымалдағышқа бірдей уақытта өтетін жылу мөлшерлері бірдей.

Бұл жылу мөлшерін мына қатынастардың кез – келгенімен табуға болады:

$$Q = \alpha_1 (t_1 - t_{k1}) F;$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{k1} - t_{k2}) F;$$

$$Q = \alpha_2 (t_{k2} - t_2) F$$

Бұл қатынастардан табуға болады:

$$t_1 - t_{k_1} = \frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{Q}{F};$$

$$t_{k_1} - t_{k_2} = \frac{\delta}{\lambda} \cdot \frac{Q}{F}$$

$$t_{k_2} - t_2 = \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{Q}{F}$$

Бұл теңдеулерді қосып, табамыз:

$$t_1 - t_2 = \frac{Q}{F} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)$$

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} (t_1 - t_2) \cdot F$$

Жылу процестерінің қозғаушы күші – температуралар айырмасы. Бір жылу тасымалдағыштан екіншіге жылу өтуде температуралар айырмасы жылу алмасу беті бойынша тұрақты мәндерін сақтамайды, сондықтан есептеулерде орташа температуралар айырмасын қолдану керек.

Жылу алмасу бетімен жылу тасымалдағыштардың бір бағытты қозғалысында температуралар өзгеруін қарастырайық. Кез – келген бөлініп алған элемент бетінде уақыт бірлігінде 1-ші жылу тасымалдағышпен екіншіге өткен жылу мөлшерін негізгі жылу өту теңдеуінен анықтауға болады:

$$dQ = K(t_1 - t_2)dF \quad (a)$$

Мұнда, K – жылу өту коэффициенті; t_1 және t_2 – dF элементінің екі жақ бетіндегі жылу тасымалдағыштар температуралары.

Элементте жылу алмасу нәтижесінде 1-ші жылу тасымалдағыштың температурасы мынаша төмендейді:

$$dt_1 = -\frac{dQ}{G_1 \cdot c_1} \quad (б)$$

Ал екінші жылу тасымалдағыштың температурасы мынаша көтеріледі:

$$dt_2 = +\frac{dQ}{G_2 \cdot c_2} \quad (в)$$

мұнда G_1 және G_2 – 1-ші және 2-ші жылу тасымалдағыштардың шығындары, c_1 және c_2 – 1-ші және 2-ші жылу тасымалдағыштардың жылу сыйымдылықтары.

(б) теңдігінен (в) теңдігін алып тастап, табамыз:

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 \cdot c_1} + \frac{1}{G_2 \cdot c_2} \right) \quad (\text{г})$$

(а) теңдеуінен dQ мәнін (г) теңдеуіне қойып және түрлендіру жүргізіп:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -K \left(\frac{1}{G_1 \cdot c_1} + \frac{1}{G_2 \cdot c_2} \right) dF \quad (\text{д})$$

Егер жалпы жылу мөлшерін Q деп белгілесек, онда жылу балансы теңдеуінен мынаны алуға болады:

$$Q = G_1 \cdot c_1 (t'_1 - t''_1) \quad (\text{е});$$

$$Q = G_2 \cdot c_2 (t'_2 - t''_2) \quad (\text{ж})$$

(е) және (ж) теңдеуінен $G_1 \cdot c_1$ және $G_2 \cdot c_2$ мәндерін (д) теңдікке қойсақ:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -\frac{K}{Q} [(t'_1 - t''_1) + (t'_2 - t''_2)] dF \quad (3)$$

$K = \text{const}$ кезінде (3) теңдеуін интегралдап табамыз:

$$Q = K \cdot F \frac{(t'_1 - t''_1) - (t'_2 - t''_2)}{2,3 \lg \frac{t'_1 - t'_2}{t''_1 - t''_2}} \quad (\text{и})$$

Егер жылу тасымалдағыштар арасындағы ең үлкен айырманы $\Delta t_y = t_1 - t_2$ және ең кіші айырмасын $\Delta t_k = t_1 - t_2$, деп белгілесек, онда (и) қатынасын мына түрге келтіруге болады:

$$Q = K \cdot F \frac{\Delta t_y - \Delta t_k}{2,3 \lg \frac{\Delta t_y}{\Delta t_k}} \quad (\text{и})$$

(к) және (и) теңдеулерін салыстыру нәтижесінде орташа температуралар айырмасын анықтайтын қатынас табуға болады:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_y - \Delta t_k}{2,3 \lg \frac{\Delta t_y}{\Delta t_k}}$$

7.9 Химиялық аппараттарға жылуды берудің және алудың өндірістік тәсілдері.

Химия өндірісінде жылу алмастырғыш аппараттарынан өтетін сұйықтар мен газдарды қыздыру және суыту, буларды конденсациялау жылу процестері кеңінен таралған. Процестің жүргізілуі температуралық және басқада шарттарға байланысты қыздырудың әртүрлі тәсілдері қолданылады.

Су буымен қыздыру.

Қыздырудың ең кең пайдаланылатын тәсілдерінің бірі – қаныққан су буымен 10 – 12 атм. абсолютті қысымдарда қыздыру. Жоғары қысымдағы буды пайдалану қымбат тұратын аппараттарды қолдануды қажет етеді. Мұндай қысымға сәйкес қаныққан су буымен қыздыру 180° – 190°С температурамен шектеледі.

Су буымен қыздырудың бірқатар артықшылықтары бар:

- 1) су буы бірлігі конденсациялағанда бөлініп шығатын көп бу мөлшерлігі (1 атм. қысымда 1 кг бу конденсацияланғанда 540 ккал);
- 2) конденсацияланатын будан қабырғаға жылу берудің коэффициентінің жоғарылығы;
- 3) қыздырудың біркелкілігі, себебі бу конденсациясы тұрақты температурада өтеді.

«Өткір» бумен қыздыру.

«Өткір» бумен қыздыруда, егер қыздырылатын ортамен бу конденсатын араластыруға болатын болса, су буы тікелей қыздырылатын сұйыққа беріледі. Бу конденсацияланып, жылуын қыздырылатын сұйыққа береді, ал конденсат сұйықпен араласып кетеді.

Егер қыздырылумен қатар сұйықты араластыру қажет болса, онда бу барботерлер арқылы беріледі. Барботер – аппараттың түбіне сұйық ішіне спираль немесе сақина түрде орнатылған тесіктері бар құбырлар.

«Өткір» будың шығының жылу баланс теңдеуімен анықтайды, қыздыратын сұйық пен конденсаттың соңғы температураларының теңдігі ескерілуі керек. Онда

$$Gct_1 + DN = Gct_2 + Dc_c t_2 + Q_{ш}$$

G – қыздырылатын сұйықтың мөлшері, кг/сағ;

C – қыздырылатын сұйықтың жылу сыйымдылығы, ккал/кг·град;

t₁ және t₂ – сұйықтың қыздырылуға дейінгі және кейінгі температуралары, °С;

D – қыздырылатын будың шығыны; кг/сағ;

N – қыздыратын будың энтальпиясы, ккал/кг;

c_c – конденсаттың жылу сыйымдылығы, ккал/кг·град;

$Q_{ш}$ – қоршаған ортаға аппараттың жылу шығындары, ккал/кг·град.

Бұдан бу шығыны

$$D = \frac{G \cdot c(t_1 - t_2) + Q_{ш}}{H - c_c \cdot t_2}$$

«Тұйық» бумен қыздыру.

Егер қыздырылатын сұйықпен буды жанастыруға болмайтын болса, онда «тұйық» бумен қыздыру қолданылады. Бұл жағдайда сұйық бумен олардың бөлетін қабырғалары бар көйлекті, ирек құбырлы аппараттарда қыздырады.

Қыздыратын «тұйық» бу толық конденсацияланып, бу кеңістігімен конденсат түрінде шығарылады. Конденсат температурасын қаныққан қыздырушы бу температурасына тең деп алуға болады.

Сұйықты қыздыруда «тұйық» будың шығының жылу балансынан табады:

$$D = \frac{Gc(t_1 - t_2) + Q_{ш}}{H - H_k}$$

Мұнда, H_k – қыздырғыштың бу кеңістігінен шығарылатын конденсаттың энтальпиясы.

Пеш газдарымен қыздыру.

Түтін немесе пеш газдары ең ескіден қолданылатын қыздыру агенттерінің қатарына жатады. Бұл тәсілмен 1000 – 1100°C дейін қыздыруға болады. Түтін газдары қатты, сұйық және газ тәрізді отындары (көбінесе атмосфералық қысымда) әртүрлі қазандықтар мен пештерде жағу арқылы алады.

Пеш газдарына тән ең елеулі кемшіліктер: қыздыру біркелкі еместігі, қыздыру температурасын реттеудің қиындығы, газдан қабырғаға жылу беру коэффициенттерінің төмендігі.

Жоғары температуралық жылу тасымалдағыштармен қыздыру.

Химия технология процестерінде жиі жоғары температуралы жылу тасымалдағыштармен қыздыру пайдаланылады. Жылу тасымалдағыштар әдетте жылуды пеш газдарынан немесе электр тогынан алып, оны қыздырылатын материалға береді, сөйтіп, аралық жылу тасымалдағыштар болып табылады.

Мұндай тасымалдағыштар ретінде көп қыздырылған су, минералды майлар, жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар, балқытылған тұздар қоспасы және т.б. қолданылады.

Қабы маймен толтырылған аппаратта қыздыру тәсілдің ең қарапайым түріне жатады. Пеш газдары қапты жанамалай өтіп, жылуын майға береді, ал май аппарат қабырғасы арқылы қыздырылатын материалға береді. Майлармен қыздырудың жоғарғы шегі 250 – 300°C температураларымен шектеледі.

Минералды майлардың жылу беру коэффициенттері төмен.

Жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар тобына: глицерин, этиленгликоль, нафталин, сонымен қатар ароматты көмірсутектердің кейбір туындылары (дифенил, дифенилметан және т.б), дифенил және полифенолдарды хлорлау өнімдері және көп компонентті жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар жатады.

Өндірісте ең кең қолданыс тапқан дифенил қоспасы, құрамы 26,5% дифенилден және 73,5% дифенил эфирінен тұрады (Даутерм А деген атымен белгілі). Онымен 250°C – тан ($p = 1 \text{ атм}$) жоғары емес температураларға дейін қыздыруға болады.

Негізгі артықшылығы – жоғары қысымдар қолданбай, жоғары температуралар алу мүмкіндігі.

Дифенил қоспасының кемшілігі – басқа органикалық жылу тасымалдағыштар сияқты булану жылуының аздығы.

Балқытылған тұздармен қыздыру.

Жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар үшін шекті температурадан жоғары температураға дейін қыздыру қажет кезде, біркелкі қыздыру үшін бейорганикалық сұйық металдар қолданылады.

Әртүрлі бейорганикалық тұздар мен қорытпалар ішінен ең жоғары практикалық маңызы бары нитрит – нитрат қоспасы (40% NaNO_2 , 7% NaNO_3 , 53% KNO_3). Бұл қоспамен атмосфералық қысымда 500 – 540°C температураға дейін қыздыруға пайдаланады.

Бұл қоспа өте күшті тотықтырғыш, сондықтан жоғары температураларда оның органикалық заттармен жанасуы болмау керек.

Жоғары температуралы жылу тасымалдағыштар ретінде тиімді сынап, қорғасын және басқа да жеңіл балқығыш металдар тиімді қолданылуы мүмкін.

Кәдімгі температураларға (шамамен 10 – 30°C) дейін суытуда әдетте оңай табылатын және арзан суытқыш агенттер – су мен ауа қолданылады.

Ауамен салыстырғанда су үлкен жылу сымдылықтармен, жоғарырақ жылу беру, коэффициенттерімен ерекшеленеді және төменірек температураларға дейін суытуға мүмкіндік туғызады.

Сумен және ауамен суыту әртүрлі жылу алмастырғыштарда өткізіледі, суытылатын орталар не қабырғамен бөлінеді (егер кейбір себептермен оларды жанастыруға болмайтын болса), не тікелей өзара жанасады.

Суытуға жұмсалған су шығыны W жылу балансынан анықталады:

$$G \cdot c t_6 + W t_1 = G c \cdot t_c + W t_2 + Q_{\text{ш}}$$

бұдан

$$W = \frac{G \cdot c (t_6 - t_c) - Q_{\text{ш}}}{t_2 - t_1}$$

Су жылу сымдылығы бірге тең деп есептеледі. Басқа белгілеулер жоғарыдағыдай.

Суытылатын сұйықтың температурасын нөлге жақын жылу қажет болса, суыту мұзбен жүргізіледі.

Химия өндірісінде әртүрлі заттардың буларынан жылуды шығару арқылы конденсациялау (сұйылту) процестері кен тараған. Конденсация конденсатор деп аталатын аппараттарда жүргізіледі. Оны химия – технологиялық процестерде жиі пайдаланады, мысалы, буландыруда, вакуум – кептіруде, қысымсыз күй жасау үшін.

Конденсациялауды екі түрге бөледі:

- 1) бетті (немесе жай конденсация), онда конденсацияланатын булар мен суытушы агент қабырғамен бөлінеді, ал булардың конденсациясы қабырғаның ішкі және сыртқы беттерінде өтеді;
- 2) араластырумен конденсациялау, мұнда конденсацияланатын булар суытушы агентпен тікелей жанасады.

8. БУЛАНДЫРУ. БУЛАНДЫРУДЫ ЖҮРГІЗУДІҢ ӘДІСТЕРІ.

8.1 Материалдық және жылулық баланстар.

Ұшпайтын заттар ерітінділерін қайнатып, еріткіштің кейбір бөлігін буға айналдыру арқылы ерітінділерді қоюландыру (концентрациясын жоғарылату) процесі буландыру деп аталады.

Буландыру процесінде бу ерітіндінің барлық көлемінен, ал булануда қайнау температурасынан төмен кез келген температурада сұйық бетінен бөлініп шығады.

Химия өндірісінде сілті, тұз және басқа заттардың судағы ерітінділері, кейбір минерал және органикалық қышқылдар, көп атомды спирттер және осы сияқты бірқатар сұйық ерітінділер буландырылады. Буландыру арқылы таза еріткіштер алынады, мәселен, теңіз суларын тұщыландырғанда таза еріткішті (суды) буға айналдырып, сосын конденсациялап, оны ауыз су ретінде және техникалық мақсаттарға пайдаланады.

Кейбір кезде қоюландырылған ерітінділер кристалдандырылып, олардан қатты зат алынады. Бұл алынған қатты заттарды сақтау, тасымалдау және қайта өңдеу оңай және арзан түседі.

Химия өндірісінің технологиялық процестерінде ұшпайтын заттардың судағы ерітінділерін буландыру жиі кездеседі.

Буландыру процесінің мәнісі еріткішті булы күйге айналдыру және алайда болған буды қоюланған ерітіндіден бөліп алу. Әдетте буландыру қайнатумен жүргізіледі, яғни ерітінді бетіндегі будың қысымы аппараттың жұмыс көлеміндегі қысымға тең жағдайда жүреді.

Буландыру үшін жылуды кез – келген жылу тасымалдағыштармен беруге болады, бірақ көпшілік жағдайда ысытатын агент ретінде су буын пайдаланады. Оны ысытқыш немесе біріншілік бу деп атайды. Қайнаған ерітіндінімен буландырғанда пайда болатын бу екіншілік бу деп аталады. Жылу әдетте ерітіндінімен жылу тасымалдағышты бөлетін қабырға арқылы беріледі.

Буландыру процестері вакуум астында, атмосфералық қысымда және жоғары қысымда жүргізіледі. Қысымды таңдау буландырылатын ерітіндінің қасиеттерімен және екіншілік буды пайдалану мүмкіндігімен байланысты.

Вакуум астында буландырудың атмосфералық қысымдағы буландырудан белгілі артықшылықтары бар:

– процесті біраз төменірек температурада жүргізуге болады, бұл жоғары температурада ыдырап кетуі мүмкін заттары бар ерітінділерді қоюландырғанда маңызды;

– қысым азайғанда ерітінді мен ысытқыш агент арасындағы пайдалы температуралар айырмасы көбейеді, бұл аппараттың қыздыру бетін азайтуға мүмкіндік береді;

– ысытқыш агент ретінде екіншілік буды пайдалануға мүмкіндік туғызады, бұл біріншілік бу шығынын кемітеді.

Атмосфералық қысымда буландыруда екіншілік бу пайдаланбай, ауаға кетеді. Буландырудың мұндай тәсілі ең қарапайымы, бірақ экономикалық ең тиімсіз. Атмосферадан жоғары қысыммен буландыруда екіншілік буды буландыру үшін де, тағы да басқа қажетті жұмыстарға пайдалануға болады. Басқа мақсатқа жұмсалған екіншілік бу экстра – бу деп аталады. Жоғары қысымда буландыру ерітіндінің қайнау температурасының жоғарылауымен байланысты. Атмосфералық қысымда, кейде вакуум астында буландыру жалғыз буландыру аппаратында жүргізіледі. Бірақ бірнеше аппараттан құралатын көп корпусты қондырғылар көбірек таралған, оларда әрбір алдыңғы корпустың екіншілік буын келесі корпуста ысытқыш бу ретінде жіберіледі.

Бұл қондырғыларда біріншілік бумен тек бірінші корпус қыздырылады. Демек, мұндай қондырғыларда бірдей өнімділікті бір корпусты қондырғылармен салыстырғанда буды едәуір үнемдеуге болады. Буландыру процесінің материалдық балансын екі теңдікпен өрнектеуге болады:

$$G_{\delta} = G_c + W \quad (a)$$

$$G_{\delta} \cdot x_{\delta} = G_c \cdot x_c \quad (б)$$

Мұнда, G_{δ} – бастапқы ерітінді мөлшері, кг/с; G_c – қоюланған ерітінді мөлшері, кг/с; W – буланған судың мөлшері, кг/с; x_{δ} , x_c – сәйкес бастапқы және соңғы ерітіндінің концентрациясы.

(a) және (б) теңдіктерін салыстырып, табамыз:

$$W = G_H \left(1 - \frac{x_H}{x_K} \right)$$
$$x_K = G_H \frac{x_H}{G_H - W}$$

Буландырудың жылу балансы жылу ағындары негізінде құрастырылуы мүмкін. Бұрынғыларға қосымша белгілер кіргіземіз:

D – ысытқыш будың шығыны, кг/н;

H – ысытқыш будың энтальпиясы, ккал/кг;

$H_{c.б}$ – екіншілік будың энтальпиясы, ккал/кг;

$t_б, t_c$ – сәйкес ерітіндінің бастапқы және соңғы температуралары, °C;

H_k – конденсат энтальпиясы, °C;

Δq – еріген қатты заттың $x_б$ концентрациядан x_c концентрацияға дейін өзгергенде ерітіндінің сұйылу жылуы;

Q_m – жылудың қоршаған ортаға шығындары.

Онда

$$G_б \cdot c_б \cdot t_б + DH = G_c \cdot c_c \cdot t_c + G_c \cdot 0,01x_c \Delta q + W \cdot H_{c.б} + DH_k + Q_m$$

Соңғы теңдікте $G_б$ -ны $(G_c + W)$ -ға, алмастырамыз:

$$G_c \cdot c_б \cdot t_б + Wc_б \cdot t_б + DH = G_c \cdot c_c \cdot t_c + G_c \cdot 0,01x_c \Delta q + W \cdot H_{c.б} + DH_k + Q_m$$

бұдан

$$D = G_c \frac{c_б \cdot t_б - c_c \cdot t_c + 0,001X_c \Delta q}{H - H_k} + W \frac{H_{c.б} + c_б \cdot t_б}{H - H_k} + \frac{Q_m}{H - H_k}$$

Қосындының бірінші және үшінші мүшелерінің мәндері екіншімен салыстырғанда өте аз, онда шамалап есептеулерде, $H_{c.б} - c_б \cdot t_б \approx H - H_k$ екенін ескеріп, $D \approx W$ тең деп қабылдайды. Жылу өтудің негізгі тендеуін буландыруға қатынасты пайдаланып, буландыру аппараттың қыздыру бетін табамыз:

$$F = \frac{D(H - H_k)}{K \cdot \Delta t}$$

мұнда Δt – пайдалы температуралар айырмасы.

Пайдалы температуралар айырмасы жалпы температуралар айырмасы мен температуралар шығындары бойынша анықталады. Буландыру қондырғыларында жалпы айырма деп ысытқыш бу температурасы мен конденсаторға кірердегі екіншілік бу температура арасындағы айырманы айтады.

$$\Delta t = T_{ж} - t_{конд}$$

Пайдалы температуралар айырмасы жалпы температуралар айырмасынан температуралар шығынының мөлшеріне аз;

$$\Delta t = \Delta t_{ж} - \sum \Delta$$

мұнда $\sum \Delta t$ – жалпы температуралар айырмасының температуралық шығындар соммасы.

Температуралық шығындар температуралық депрессия, гидростатикалық депрессия және гидравликалық депрессия қосындыларынан тұрады:

$$\sum \Delta = \Delta_{\text{д}} + \Delta_{\text{ГС}} + \Delta_{\text{ГД}}$$

8.2 Көп корпуссты буландыру қондырғыларын есептеу.

Жай буландыру сияқты көп корпуссты қондырғылардың жалпы пайдалы температуралар айырмасы жалпы температуралар айырмасымен барлық шығындар айырмасына тең, яғни

$$\sum \Delta t = \sum \Delta t_{\text{ж}} + \sum \Delta t_{\text{д}} + \sum \Delta t_{\text{ГС}} + \sum \Delta t_{\text{ГД}}$$

Мұнда, $\sum \Delta t_{\text{ж}}$ – барлық корпусстардағы температура депрессиялар шығындарының сомасы;

$\sum \Delta t_{\text{ГС}}$ – барлық корпусстардағы гидростатикалық эффект әсері шығындарының соммасы;

$\sum \Delta t_{\text{ГД}}$ – барлық корпусстардағы гидравликалық шығындар соммасы.

Соңғы теңдеуімен есептелген пайдалы температуралар айырмасын корпусстар бойынша әртүрлі тәсілдермен бөлуге болады.

Жылу беттерінің теңдігін қамтамасыз етіп, пайдалы температуралар айырмасын корпусстарға бөлу мынадай шарттан табылады:

$$F_1 = F_2 = F_3 = \dots = F_n$$

немесе

$$\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3} = \dots = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n}$$

Соңғы теңдеудің қатынасынан табамыз:

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\frac{Q_1}{K_1}},$$

$$\Delta t_3 = \Delta t_1 \frac{\frac{Q_3}{K_3}}{\frac{Q_1}{K_1}}, \quad \dots,$$

$$\Delta t_n = \Delta t_1 \frac{\frac{Q_n}{K_n}}{\frac{Q_1}{K_1}}$$

Сол және оң жақтарын қосып, табамыз:

$$\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_n = \Delta t_1 \left(1 + \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\frac{Q_1}{K_1}} + \frac{\frac{Q_3}{K_3}}{\frac{Q_1}{K_1}} + \dots + \frac{\frac{Q_n}{K_n}}{\frac{Q_1}{K_1}} \right)$$

немесе

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \dots + \frac{Q_n}{K_n}} = \sum \Delta t \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\sum \frac{Q_m}{K_m}}$$

Осы сияқты 2 корпус үшін пайдалы температуралар айырмасын табамыз:

$$\Delta t_2 = \sum \Delta t \frac{\frac{Q_2}{K_2}}{\sum \frac{Q_m}{K_m}}$$

Кез – келген m – ты корпус үшін:

$$\Delta t_m = \sum \Delta t \frac{\frac{Q_m}{K_m}}{\sum \frac{Q_m}{K_m}}$$

Демек, қарастырылған жағдайда жалпы пайдалы температуралар айырмасы корпустарға жылу шығынының жылу өту коэффициенттеріне қатынастарына пропорционал бөлінеді.

Барлық корпусардың жалпы жылу беттерін ең аз болуын қамтамасыз етіп, пайдалы температуралар айырмасын корпустарға бөлу.

Екі корпусы буландыру қондырғысының жалпы жылу беті төмендегіше өрнектеледі:

$$F_{\text{ж}} = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}$$

$$\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2$$

Сонда осы теңдіктен табылған Δt_2 мәнін соңғы теңдеуге қоямыз.

9. МАССА АЛМАСУДЫҢ НЕГІЗДЕРІ

Массаның бір фазадан екінші фазаға өтуімен сипатталатын масса алмасу деп аталатын процестер химия, тамақ және т.б. өндірістерде жиі кездеседі. Өндірістерде негізінен төмендігі масса алмасу процестері жиі қолданылады:

1. Абсорбция. Газдар немесе булар мен газдар қоспаларынан бір немесе бірнеше құрастырушылардың сіңіргіш сұйықпен сіңірілуі абсорбция процесі деп аталады. Абсорбцияда зат газды фазадан сұйық фазаға өтеді. Газды сұйықтан ажыратып алу, яғни абсорбцияға кері процесс десорбция деп аталады.

2. Айдау және ректификация. Гомогенді сұйық қоспаларды құрастырушыларының әртүрлі ұшқыштығына және сұйықпен бу фазаларының қарама-қарсы әрекеттеріне байланысты жартылай (жәй айдау) және толық (ректификация) ажырату.

Мұнда масса сұйық фазадан булы фазаға және керісінше булы фазадан сұйық фазаға өтеді.

3. Экстракция. Сұйық және қатты заттардың қоспасынан бір немесе бірнеше құрастырушыларды таңдап ерітуші сұйықтар (экстрагенттер) жәрдемімен айырып алу процесі экстракция деп аталады.

4. Адсорбция. Кеуекті қатты заттардың өздерінің бетіне газды, буды немесе ерітіндіден еріген заттарды сіңіріп алу процесі адсорбция деп аталады.

5. Кептіру. Қатты заттардан ылғалды негізінен булану арқылы шығару процесі кептіру деп аталады.

6. Кристалдану. Ерітіндіден немесе балқымадан қатты заттардың кристалл түрінде бөлінуі кристалдану процесі деп аталады.

7. Мембраналы ажырату. Кейбір заттарды өткізіп, ал кейбіреуін ұстап қалатын қабілеттігі бар жартылай өткізгіш мембраналардың жәрдемімен ерітіндідегі ерітілген заттарды ажырату.

Заттардың бір фазадан жанасу шекарасына немесе кері бағытта, яғни бір фаза ішіндегі тасымалдануын масса беру деп атайды.

Тасымалданатын зат әр фаза ішінде диффузия арқылы өтетін болғандықтан масса өту процесін диффузиялық процестер деп аталады.

9.1 Масса алмасудағы тепе - теңдік

Фазалар ережесі. Масса алмасу процестерінің тепе-теңдігі олардың өту шегін анықтауға мүмкіндік береді. Тепе-теңдіктің негізгі фазалар ережесімен анықталады:

$$\Phi + C = K + 2$$

Мұндағы:

Φ – фазалар саны,

C – еркіндік дәрежесінің саны,

K – жүйені құрастырушылар саны.

Абсорбция, экстракция үшін фазалар саны $\Phi = 2$, құрастырушылар саны $K = 3$ болғанда, еркіндік дәрежесінің саны:

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3 \text{ тең.}$$

Ректификация үшін: $\Phi = 2$; $K = 2$, онда еркіндік дәрежесінің саны:

$$C = K + 2 - \Phi = 2 + 2 - 2 = 2 \text{ тең.}$$

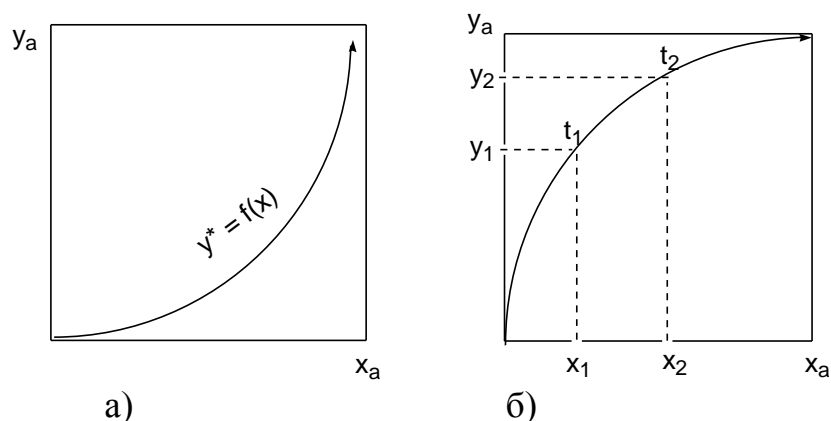
Егер масса алмасу процестері тұрақты қысымда өткізілетін болса, онда фазаның концентрациясының өзгеруіне байланысты температура өзгереді. Егер мұндай процесс тұрақты температурада өткізілсе, онда фазаның әртүрлі концентрациясына әртүрлі қысым мәндері сәйкес келеді.

9.2 Фазалық тепе - теңдік. Тепе - теңдік сызығы.

Аммиак және ауа қоспасынан аммиактың таза сумен сіңірілу процесін қарастырамыз. Аммиактың газды фазадағы (Φ_y) концентрациясын y деп белгілейміз. Оның сұйық (Φ_x) фазадағы бастапқы концентрациясы $x=0$ (су таза болғандықтан). Аммиактың суда ери бастауымен бірге оның молекулаларының бір бөлігі кері қарай газды фазаға (Φ_y) өте бастайды. Белгілі бір уақыттан кейін аммиактың суға өтуі кемиді, ал аммиактың газ фазаға өту жылдамдығы өсе бастайды. Бұл процесс аммиактың өту жылдамдығының екі бағытта да бір-біріне тең болғанша, яғни динамикалық тепе-теңдік орныққанша өтеді. Тепе-теңдікте фазалардағы тасымалданушы құрастырушының (компоненттің) концентрациялары арасындағы байланыс былай өрнектеледі:

$$\bar{y}^* = f(\bar{x}) \text{ немесе } \bar{x}^* = f(\bar{y})$$

бұл теңдеулер графикте тепе-теңдік сызығымен өрнектеледі.



5- сурет. Тепе-теңдік диаграммалары.

а - суретте газ фазасындағы тепе-теңдік концентрациясымен сұйық фазадағы концентрация арасындағы байланыс ($p = \text{const}$; $t = \text{const}$) берілген.

б - суретте ректификация процесінің тепе-теңдік сызығы көрсетілген ($p = \text{const}$). Суретте көрсетілген әрбір нүктеге белгілі температуралар сәйкес келеді.

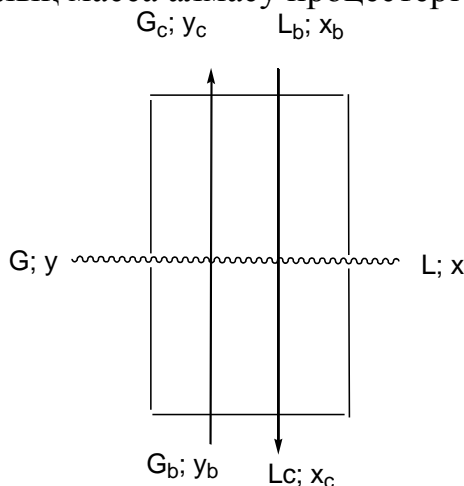
Тепе-теңдіктегі концентрациялардың қатынасы *таралу* коэффициенті деп аталады.

$$m = \frac{\bar{y}^*}{\bar{x}}$$

Таралу коэффициенті тепе-теңдік сызығының көлбеу бұрышының тангенсіне тең ($m = \operatorname{tg}\alpha$). Егер тепе-теңдік сызық қисық болса, онда m -нің мәні айнымалы болады.

9.3 Масса алмасу процестерінің материалдық балансы

Өндіріс аппараттарында жұмыс концентрацияларының мәндері ешқашан тепе-теңдік концентрацияларына тең болмайды. Фазаларда таралушы компоненттің жұмыс концентрациялары арасындағы байланыс $\bar{y} = f(x)$ пен өрнектелетін сызық *жұмыс сызығы* деп аталады. $\bar{y} = f(x)$ функциясының түрін немесе жұмыс сызығының теңдеуін материалдық баланстан анықтайды және ол жалпы түрде барлық масса алмасу процестері үшін бірдей болады.



6-сурет. Қарама-қарсы ағынды масса алмасу аппаратының материалдық тепе-теңдігін анықтау.

Мысалы: бір ғана таралушы зат (аммиак) газ фазасынан сұйық фазаға өтеді делік.

Аппараттың төменгі жағынан G_b (кт/с) мөлшерде, \bar{y}_b концентрациялы газ фазасы кіреді, бұл фаза G_c мөлшерде және соңғы концентрациясы \bar{y}_c -ға тең болып аппараттың жоғары жағына шығады.

Аппараттың жоғарғы жағынан h_b (кт/с) мөлшерде \bar{x}_b концентрациялы сұйық фаза кіріп, соңғы концентрациясы \bar{x}_c және h_c мөлшерде аппараттың төменгі жағынан шығады.

Барлық заттар үшін материалдық тепе-теңдік былай жазылады:

$$G_b + h_b = G_c + h_c$$

Таралушы зат бойынша материалдық тепе-теңдік:

$$G_6 \bar{y}_6 + h_6 \bar{x}_6 = G_c \bar{y}_c + h_c \bar{x}_c$$

Аппараттың кез-келген қимасы үшін фазалар мөлшерін G және h , ал концентрацияларын \bar{y} және \bar{x} деп белгілейік. Аппараттың төменгі жағынан осы қимаға дейінгі бөлігі үшін материалдық тепе-теңдікті былай жазамыз:

барлық заттар бойынша:

$$G_6 + h = G + h_c$$

таралушы заттар бойынша:

$$G_6 \bar{y}_6 + h \bar{x} = G \bar{y} + h_c \bar{x}_c$$

бұл теңдеуден \bar{y} -табамыз:

$$\bar{y} = \frac{h}{G} \bar{x} + \frac{G_6 \bar{y}_6 - h_c \bar{x}_c}{G}$$

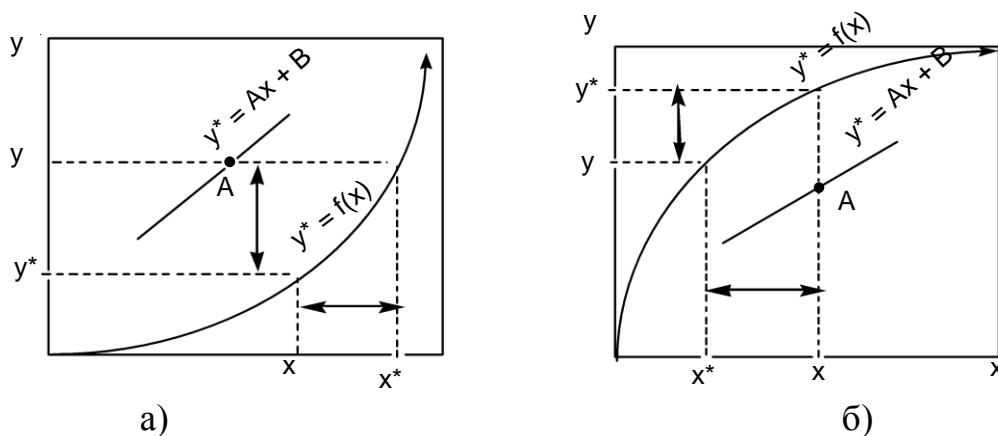
бұл теңдеу аппараттың кез-келген қимасы үшін фазалардағы таралушы заттан жұмыс концентрациялары арасындағы байланысты өрнектейді және *жұмыс сызығының* теңдеуі деп аталады.

Егер $\frac{h}{G} = A$ және $(y_6 - \frac{h_c}{G} x_c) = B$ белгілесек, онда

$\bar{y} = A x + B$ – масса алмасу аппараттарын есептеуде пайдаланатын жұмыс сызығының теңдеуі.

9.4 Масса алмасу процесінің кинетикасы. Масса өтудің бағыты және масса алмасу процестерінің қозғаушы күші.

Таралушы зат үнемі оның концентрациясы тепе-теңдік концентрациясынан көп болған фазадан концентрациясы тепе-теңдік концентрациясынан аз болған фазаға қарай өтеді және тепе-теңдіктен қаншалықты көп ауытқыса, соншалықты масса алмасу процесі қарқынды өтеді. Масса өтудің бағытын y - x диаграммасынан тепе-теңдік және жұмыс сызықтарының өзара орналасуына байланысты оңай анықтауға болады. Масса алмасу ϕ_x және ϕ_y фазалар арасында өтеді делік.



7- сурет. Масса өту бағытын у-х диаграммадан анықтау. Жұмыс сызығы тепе-теңдік сызығынан: а) жоғары; б) төмен орналасқан.

Егер жұмыс сызығы тепе-теңдік сызығынан жоғары болса (а), онда кез-келген А-нүктесі үшін $\bar{y} > \bar{y}^x$ және $x < \bar{x}^x$. Бұл жағдайда таралушы зат ϕ_y -тен ϕ_x -қа өтеді және процестің қозғаушы күші $\Delta y = y - y^*$ немесе $\Delta x = \bar{x}^* - x$ болады.

Егер жұмыс сызығы тепе-теңдік сызығынан төмен орналасқан болса (б), онда жұмыс сызығындағы А нүктесі үшін $\bar{y} < \bar{y}^x$ және $\bar{x} < \bar{x}^*$. Бұл жағдайда таралушы зат ϕ_x -тан ϕ_y -ке өтеді және процестің қозғаушы күші $\Delta y = \bar{y}^* - \bar{y}$ немесе $\Delta x = \bar{x} - x^*$ болады.

9.5 Масса өтудің жылдамдығы

Уақыт бірлігінде (τ) заттаң таралу бағытына нормаль болған бет бірлігінен (F) өткен таралушы заттың массасы (m) масса өту жылдамдығы деп аталады.

$$U = \frac{dM}{dF d\tau}$$

Масса өту жылдамдығы заттың меншікті ағыны немесе масса алмасудың қарқындалағы деп те аталады.

Тыныштық күйдегі орталарда масса алмасу қарқындылығы молекулалық диффузиямен анықталады. Ал қозғаластығы орталарда, яғни жылдамдықтың турбуленттік толқысуындағы масса алмасу турбуленттік диффузиямен анықталады.

Фазаның ішіндегі температура градиентінің салдарынан болатын масса алмасу термодиффузия деп аталады.

Молекулалық диффузия Фиктің бірінші заңымен өрнектеледі: $d\tau$ уақытта элементар бет dF арқылы өткен заттың массасы dM осы заттың концентрациясының градиентіне d_c/d_n тура пропорционал:

$$M = \frac{dM}{dF d\tau} = -D \frac{d_c}{d_n}$$

немесе

$$M = DF\tau \frac{d_c}{d_n}$$

теңдеудегі (-) таңба молекулалық диффузияда концентрацияның үнемі азаятындығын көрсетеді.

D – молекулалық диффузия коэффициентінің мәндері анықтамаларда беріледі немесе эмпирикалық формулалар арқылы есептелінеді.

Мысалы: В газындағы А газы үшін:

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$

20°-С-тағы сұйықтар үшін:

$$D_c = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{M (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2}} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$

Турбуленттік диффузия. Молекулалық диффузия сияқты турбулентті диффузияның жылдамдығы төмендегіше анықталады:

$$U_T = -D_T \frac{d_c}{d_n}$$

немесе турбулентті диффузияда өткен заттың мөлшері:

$$M_T = -D_T F\tau \frac{d_c}{d_n}$$

Қозғалыстағы орталарда масса алмасуда зат диффузиямен де, турбуленттік диффузиямен де тасымалданады. Мұндай масса алмасу *конвективті* деп аталады. Конвективті масса алмасудың жылдамдығы төмендегіше анықталады:

$$U_k \sim cw$$

c-пропорционалдық коэффициент, w-ағын қозғалысының жылдамдығы.

9.6 Масса беру заңы

Масса беру немесе конвективті диффузияның негізгі заңын Шукарев қатты денелердің еру кинетикасын зерттеу арқылы анықтаған. Фазалардың жанасу бетінен (F) сіңіргіш фазаға немесе кері қарай берілген заттың мөлшері (m) жанасу бетімен ағынның ядросындағы концентрациялар айырмасына, жанасу бетіне және уақытқа тура пропорционал.

Егер зат $\bar{\Phi}_y$ фазадан Φ_x фазаға өтсе, онда әр фазадағы өткен зат мөлшерін анықтайтын масса берудің негізгі теңдеуі былай жазылады:

$$\begin{aligned} \phi_y \text{ фаза} \quad M &= \beta_y F (\bar{y} - \bar{y}_{\text{ш}}) \tau \\ \phi_x \text{ фаза} \quad M &= \beta_x F (\bar{x}_{\text{ш}} - \bar{x}) \tau \end{aligned}$$

$(\bar{y} - \bar{y}_{\text{ш}})$ және $(\bar{x}_{\text{ш}} - \bar{x})$ – ϕ_y және ϕ_x фазаларындағы масса берудің қозғаушы күштері;

$\bar{y}, \bar{x} - \phi_y; \phi_x$ ядросындағы орташа концентрациялар;

$\bar{y}_{\text{ш}}; \bar{x}_{\text{ш}} - \phi_y; \phi_x$ арасындағы қабаттағы шекаралық концентрациялар.

Таралатын заттың концентрациясының және қозғаушы күштің өлшемдеріне байланысты масса беру коэффициентінің өлшемдері әртүрлі болады. Егер заттың мөлшері кг-да өрнектелсе, онда масса беру коэффициентінің өлшемін былай жазуға болады:

$$[\beta] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{қозг. күш өлшемі})} \right]$$

Яғни бұл кезде β -ның өлшемі қозғаушы күш өлшеміне байланысты.

Масса беру коэффициентінің өлшемдері

Қозғаушы күштің өрнектелуі	Масса беру коэффициенті	
	белгілер	өлшемдер
Көлемдік концентрациялар айырмасы, кг/м ³	β_c	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг/м}^3} \right] = \left[\frac{\text{м}}{\text{с}} \right]$
Салыстырмалы концентрациялар айырмасы, кг/кг	β_c	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг/кг}} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right]$
Мольдік үлес айырмасы	β_m	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{мольдік үлес})} \right]$
Парциалдық қысымдар айырмасы (газды н/е булы фазалар үшін), Па	β_p	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot 4/\text{м}^2} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^2}} \right] = \left[\frac{\text{с}}{\text{м}} \right]$

9.7 Масса алмасудың дифференциал теңдеулері

Фазалардың жанасу шекарасы жанындағы ламинарлық қабатқа масса алмасу конвективті диффузия арқылы болып, Шукарев заңымен өрнектеледі. Ламинарлық шекаралық қабат арқылы зат алмасу молекулалық диффузия теңдеуімен өрнектеледі. Зат алмасудың жылдамдықтарын теңестіріп, төмндегіні аламыз:

$$\beta_y \Delta y = -D \frac{dy}{dn}$$

немесе

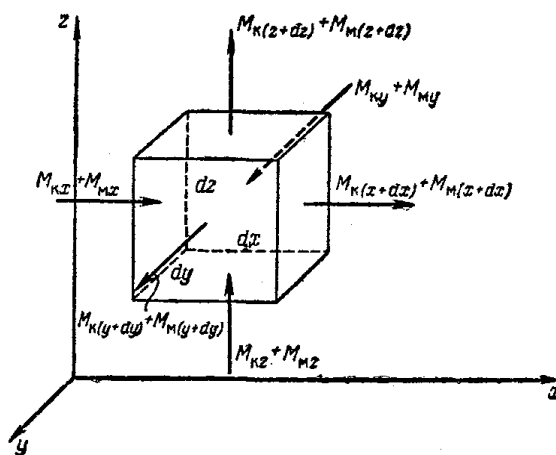
$$\beta_y = - \frac{D}{\Delta y} \cdot \frac{dy}{dn}$$

Бұл теңдеуді шешу мүмкін емес, онда екі белгісі бар. Сондықтан оны жанасу бетіндегі концентрация өрісін өрнектейтін қосымша конвективті дифференциалды теңдеумен толықтыру керек.

9.8 Конвективті диффузияның дифференциал теңдеуі

Қалыптасқан конвективті диффузия процесін қарастырамыз. Жүйеде масса алмасу процесі өтетіндіктен ондағы концентрация градиенті нөлге тең емес. Осының салдарынан зат конвективті және молекулалық диффузия арқылы алмасады. Таралатын зат массаның параллелепипед көлемінде молекулалық диффузия арқылы өзгеруі былай анықталады:

$$dM_m = D \nabla^2 c dV d\tau$$



8- сурет. Конвективті диффузияның дифференциалды теңдеуіне.

Ал тек конвективті масса алмасу арқылы таралатын заттың мөлшері:

$$dM_x' = w_x c dy dz d\tau$$

w_x - жылдамдық векторының x өсіне проекциясы;

C - таралатын зат концентрациясы;

$w_x c$ – конвективті масса алмасудың сол қырындағы жылдамдығы.

Қарама-қарсы оң қырындағы конвективті масса алмасу жылдамдығы

$$U_k' = \left[w_x c + \frac{\partial(w_k c)}{\partial x} dx \right]$$

онда, конвективті ағынмен шығып таралатын заттың массасы:

$$dM_x'' = \left[w_x c + \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx \right] dy dz$$

x-осі бойынша элементар параллелепипед ішінде қалатын, таралатын зат мөлшері:

$$dM_x = \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dv d\tau$$

y және z осері бойынша:

$$dM_y = \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} dv d\tau$$

$$dM_z = \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} dv d\tau$$

сонымен, dt уақытта тек конвективті масса алмасу нәтижесінде элементар параллелепипед көлеміндегі таралатын заттың жалпы мөлшері:

$$dM_k = dM_k + dM_y + dM_z = \left[\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} + \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} + \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} \right] dv d\tau$$

Масса алмасу процесі қалыптасқан болғандықтан, жүйенің кез-келген нүктесіндегі концентрация уақыт бойынша өзгермейді.

$$dM_k = dM_m$$

$$w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \nabla^2 c$$

Бұл теңдеу қалыптасқан конвективті масса алмасудың дифференциал теңдеуі деп аталады.

Қалыптаспаған масса алмасу теңдеуі былай жазылады:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \nabla^2 c$$

мұндағы, концентрацияның уақыт және кеңістігі бойынша өзгеруін өрнектейтін субстанциалды туындысы.

Сонымен $\frac{Dc}{dt} = D\nabla^2 c$ – концентрациялар, жылдамдықтар өрісінің арасындағы байланысты көрсететін Фиктің II – заңының теңдеуі.

9.9 Масса алмасу процестерінің ұқсастығы

Жоғарыдағы дифференциалды теңдеулер фазалар шекарасындағы масса алмасу процесінің математикалық өрнегі болады. Бұл теңдеулер жүйесін шешу өте қиын, яғни масса беру коэффициентінің нақты санды мәндерін анықтау мүмкін емес. Сондықтан, гидромеханикалық және жылу процестеріндегідей ұқсастық теория тәсілдері арқылы масса берудің ұқсастық сандар теңдеуімен өрнектеуге болады.

$$Nu_g = \frac{\beta l}{D}$$

l – анықтаушы ұзындық өлшемі;

β - масса беру коэффициенті;

Nu_g – диффузиялық Нуссельт ұқсастық саны.

Nu_g - саны шекаралық қабаттағы конвективті және молекулалық диффузиялардың өзара қатынасын сипаттайды.

Фазаның негізгі массасындағы масса алмасу процестерінің ұқсастығын немесе концентрациялар өрісінің ұқсастығын төмендегі формула арқылы анықтайды:

$$\frac{c}{\tau} \cdot \frac{Dc}{l^2} = \frac{l^2}{\tau D} = F_{og}$$

– диффузиялық Фурье ұқсастық саны.

Есептеуде өте кіші сандар болмауы үшін көбінесе кері мәнін қабылдайды:

$$F_{og} = \frac{\tau D}{l^2}$$

Ағынды конвективті және молекулалық масса алмасудың өзара қатынасын сипаттайтын сан Пекле саны.

$$\frac{wc}{l} : \frac{Dc}{l^2} = \frac{wl}{D} = Pe_g$$

Сұйықтың (газдың) физикалық қасиеттері қатынасының тұрақтылығын Прандтль санымен сипаттайды:

$$Pr_g = \frac{Pe_g}{Re} = \frac{we/D}{we/v} = \frac{v}{D} = \frac{\mu}{\rho D}$$

Анықталатын ұқсастық сан диффузиялық Нуссельт саны, ал қалғандары анықтаушы сандар.

Қалыптаспаған масса беру процесінің жалпылама теңдеулері:

1) ағымның турбулентті қозғалысында

$$Nu_g = f(F_{og}, Pr_g, Re, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots)$$

2) ағымның ламинарлық қозғалысында

$$Nu_g = f(F_{og}, Pr_g, Re, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots)$$

3) қалыптаспаған масса беру процесі үшін:

$$Nu_g = f_2 \cdot (Pr_g, Re, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots)$$

4) егер ауырлық күшінің әсері аз болса:

$$Nu_g = f_3 \cdot (Pr_g, Re, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots)$$

9.10 Масса өту процесі

Таралатын заттың бір фазадан екінші фазаға өту процесі әр фазадағы масса беру және массаның, фазалардың жанасу беті арқылы өту процестерінен құралады. Масса өту процесінің негізгі теңдеуі былай жазылады:

$$M = K_y F (\bar{y} - y^*)$$

$$M = K_x F (\bar{x}^* - \bar{x})$$

мұнда, y^*, x^* - y және x фазаларының тепе-теңдік концентрациялары;
 \bar{y}, \bar{x} - жұмыс концентрациялары.

K_y, K_x – y және x фазаның концентрациялары арқылы өрнектелген масса өту коэффициенті.

K_y, K_x - коэффициентінің физикалық мағынасы: масса өтудің қозғаушы күші бірге тең болғанда, фазалардың жанасу бетінің бірлігінен уақыт бірлігінде бір фазадан екінші фазаға өткен заттың мөлшерін көрсетеді. K_y, K_x - коэффициентінің өлшемі β_y, β_x - коэффициентінің өлшемімен бірдей, ал олардың айырмашылығы физикалық мағынасында болады.

Масса өту коэффициентінің кері мәндері $\frac{1}{K_y}$ және $\frac{1}{K_x}$ фазалардың кедергісін сипаттайды.

Масса өту процестерінде фазалар концентрациясының өзгеретіндігінен қозғаушы күштері де $(\bar{y} - y^*)$; $(\bar{x}^* - \bar{x})$ өзгереді. Сондықтан масса өту теңдеуіне орташа қозғаушы күш мәндері енгізіледі:

$$M = K_y F \Delta y_{op}$$

$$M = K_x F \Delta x_{op}$$

Бұл теңдеулер бойынша фазалардың жанасу бетін F-ті анықтап, сосын оның мәні бойынша аппараттың негізгі өлшемдерін есептейді. F-ті анықтау үшін алдын-ала K_x және Δy_{op} немесе Δx_{op} - мәндерін анықтайды. Бір фазадан екінші фазаға өтетін заттың мөлшері (m) материалдық тепе-теңдіктен анықталады немесе шарт бойынша берілген болады.

9.11 Масса өту және масса беру коэффициенттері арасындағы байланыс.

Бұл байланысты анықтау үшін фазалардың жанасу беті шекарасында тепе-теңдік орнығады, яғни жанасу бетінің шекарасы арқылы заттың өтуіне кедергіні есепке алмауға болады деп қабылдаймыз. Онда заттың өтуіне жалпы кедергі әр фазаның кедергілерінің қосындысына тең болады. Егер масса өту коэффициентінің x фазаның концентрациясы бойынша өрнектесек мына теңдеуді аламыз:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y}$$

ал y фазасының концентрациясы:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}$$

3 және 4 теңдеулердің сол жағы масса өтудің кедергісін, ал оң жағы фазалардың масса беру кедергілерінің қосындысын көрсетеді. Сондықтан бұл теңдеулер фазалар кедергісінің *аддитивтік* теңдеулері деп аталады.

9.12 Көлемдік масса беру және масса өту коэффициенттері

Фазалардың жанасу беті барботажды аппараттарда көбіктің, көпіршіктердің және шашыранды тамшылардың беттерінің жиынтығы, ол насадкалы аппараттарда насадканың сұйықпен жайылған беті болып табылады да оларды анықтау өте қиын. Сондықтан масса беру және масса өту коэффициенттерін көбінесе аппараттың жұмыс көлемі V бойынша есептейді:

$$V = \frac{F}{\alpha}$$

α – фазалардың меншікті жанасу беті.

9.13 Масса өту процестерінің қозғаушы күші

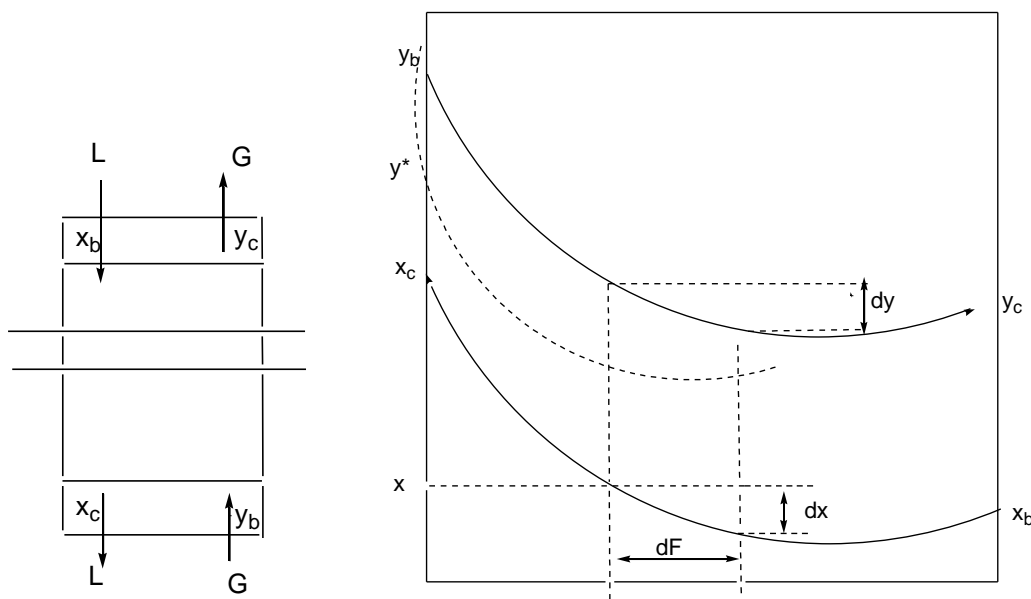
Жылу өту процестеріндегідей масса алмасу процестерінде фазалардың бір бағытты қарама-қарсы және айқасқан бағытты ағындарында өткізіледі. Фазалар сатылы жанасқанда аппарат бірнеше секциялардан құралған болады және әр секцияда әртүрлі бағытты ағындары болуы мүмкін. Мұндай аппараттарға табақшалы колонналар жатады.

Масса алмасу процестерінің қозғаушы күшінің шамасы фазалардың өзара бағытына және олардың жанасу түріне байланысты болады. Фазалардың концентрациясы аппараттың биіктігі немесе ұзындығы бойынша өзгертіндіктен процестің қозғаушы күші де өзгереді. Сондықтан, масса өтудің жалпы теңдеуіне орташа қозғаушы күшті есептегенде екі жағдай кездесуі мүмкін:

- 1) тепе-теңдік сызығы түзу сызық емес, яғни $y^* = f(x)$
- 2) тепе-теңдік сызығы түзу сызық, яғни $y^* = mx$

Масса өту процесі қарама-қарсы бағыттағы ағынды аппаратта өтеді делік:

- 1) тепе-теңдік сызығы түзу емес, $y^* = f(x)$;
- 2) фазалардың мөлшері тұрақты ($G = \text{const}$; $h = \text{const}$);
- 3) масса өту коэффициенттері аппараттың биіктігі бойынша өзгермейді ($K_x = \text{const}$, $K_y = \text{const}$).



9- сурет. Масса өту процесінің орташа қозғаушы күшін анықтау.

Масса у фазадан x фазаға өтеді. Қозғаушы күшті Φ_y фазаның концентрациясы арқылы өрнектейміз. Φ_y - концентрациясы \bar{y}_θ -дан y_c -ға дейін өзгереді.

Беттің dF элементінде масса өтудің нәтижесінен у фазаның концентрациясы d_y -ке азаяды да, x фазаға өткен заттың мөлшері dM мынаған тең болады:

$$dM = -Gdy \quad (A)$$

Осы элемент бет үшін масса өту теңдеуі былай жазылады:

$$dM = K_y dF (y - y^*) \quad (Б)$$

А және Б – теңдеулерінің оң жағын теңестіреміз:

$$-G dy = K_y dF (\bar{y} - y^*)$$

бұл жерден

$$dF = -\frac{G}{K_y} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}; \quad F = -\frac{G}{K_y} \int_{\bar{y}_6}^{\bar{y}_c} \frac{dy}{\bar{y} - y^*};$$

$G = \frac{M}{\bar{y}_6 - \bar{y}_c}$ мәнін орнына қойып, интегралдадық шектерін ауыстырып, төмендегі формуланы аламыз:

$$F = \frac{M}{K_y (\bar{y}_6 - \bar{y}_c)} \int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_6} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}$$

немесе

$$M = K_y F \cdot \frac{\bar{y}_6 - \bar{y}_c}{\int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_6} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}}$$

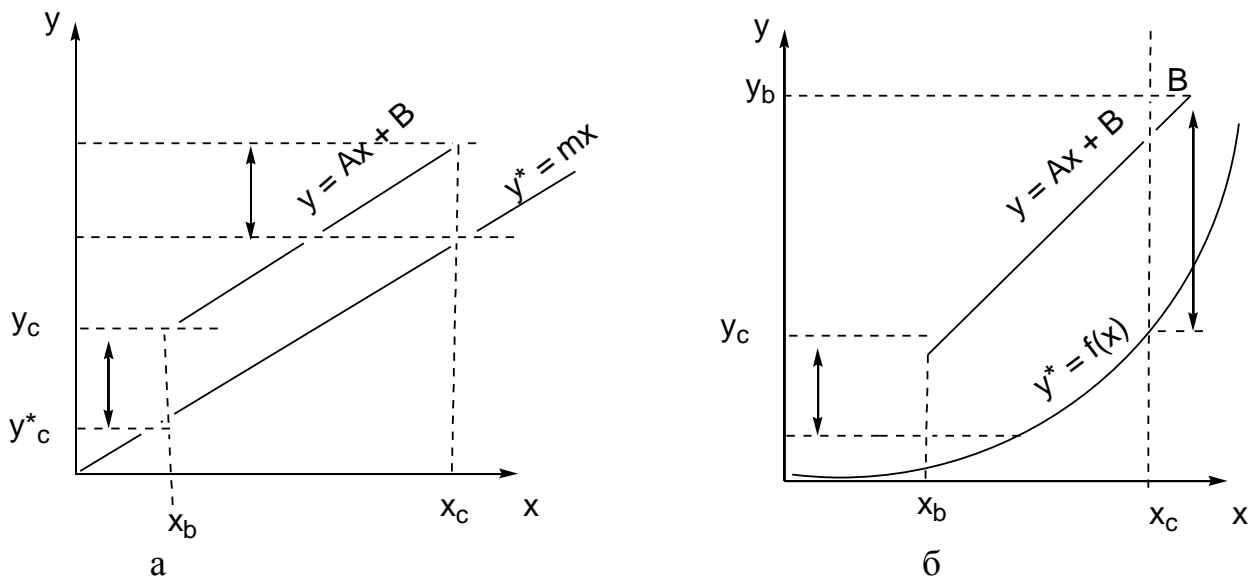
Қозғаушы күшті x фазаның концентрациясы арқылы өрнектеп, мынаны жазамыз:

$$M = K_x F \frac{\bar{x}_c - \bar{x}_6}{\int_{\bar{x}_6}^{\bar{x}_c} \frac{dx}{\bar{x}^* - x}} \quad (5a)$$

Орташа қозғаушы күш теңдеуі былай жазылады:

$$\Delta y_{op} = \frac{\bar{y}_6 - \bar{y}_c}{\int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_6} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}} \quad (6)$$

$$\Delta x_{op} = \frac{\bar{x}_c - \bar{x}_6}{\int_{\bar{x}_6}^{\bar{x}_c} \frac{dx}{\bar{x}^* - x}} \quad (6a)$$



Сурет 10. Тепе-тендік сызығы түзу а- сурет және қисық болғанда б-сурет орташа қозғаушы күшін анықтау.

Тепе-тендік сызығы түзу сызық болған $y^* = mx$ дербес жағдайда процестің орташа қозғаушы күшін былай анықтауға болады:

$$\Delta y_{\text{ор}} = \frac{(\bar{y}_c - \bar{y}_\delta) - (y_c - y_c^*)}{\ln \frac{\bar{y}_\delta - \bar{y}_\delta^*}{\bar{y}_c - \bar{y}_c^*}} = \frac{\Delta y_Y - \Delta y_k}{2.3 \lg \frac{\Delta y_Y}{\Delta y_k}} \quad (7)$$

$$\Delta x_{\text{ор}} = \frac{(\bar{x}_c^* - x_c) - (x_\delta^* - x_\delta)}{\ln \frac{x_c^* - \bar{x}_c}{x_\delta^* - \bar{x}_\delta}} = \frac{\Delta x_Y - \Delta x_k}{2.3 \ln \frac{\Delta y_Y}{\Delta y_k}} \quad (7a)$$

мұндағы, Δy_Y ; Δx_Y - аппараттың бір шетіндегі процестің үлкен қозғаушы күші, Δy_k ; Δx_k - аппараттың екінші шетіндегі процестің кіші қозғаушы күші.

$$\frac{\Delta y_Y}{\Delta y_k} < 2 \text{ болғанда,}$$

$$\Delta y_{\text{ор}} = \frac{\Delta y_Y + \Delta y_k}{2} \text{ деп анықтауға болады}$$

9.14 Тасымалдау бірлігінің саны (ТБС)

5 және 5а – теңдеулердің бөліміндегі интегралды тасымалдау бірлігінің саны деп атайды және былай белгілейді:

$$n_{\text{ой}} = \int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_\delta} \frac{dy}{\bar{y} - y^*} \quad (8)$$

$$n_{ox} = \int_{\bar{x}_6}^{\bar{x}_c} \frac{dx}{\bar{x}^* - \bar{x}} \quad (8a)$$

Орташа қозғаушы күш және ТБС арасына төмендегідей байланыс бар:

$$\Delta y_{op} = \frac{\bar{y}_6 - \bar{y}_c}{n_{oy}}; \quad \Delta x_{op} = \frac{\bar{x}_c - \bar{x}_6}{n_{ox}}$$

Демек: тасымалдау бірлігінің саны орташа қозғаушы күшке кері пропорционал, яғни, қозғаушы күш көбейсе тасымалдау бірлігінің саны азаяды.

Бұл жерден

Тасмалдау бірлігінің жалпы санын фазалардың ТБС функциясы арқылы да өрнектеуге болады:

$$1/n_{oy} = 1/n_y + 1/n_x A$$

$$1/n_{ox} = 1/n_x + A/n_y$$

Мұндағы : $n_y, n_x - y, x$ фазалардың ТБС-лары.

$A = mG/L$ масса өту процесінің факторы деп аталады.

m - таралу коэффициенті, G, L - y немесе x фазаларының мөлшері.

δ немесе δa интегралдарын аналитикалық жолмен есептеу мүмкін емес. Сондықтан, ТБС графикалық интегралдау тәсілімен анықталады. Ол үшін y_6 және y_c мәндері аралығында $y -$ тің кез - келген бірнеше мәндер бойынша $1/y - y^*$ мәндері анықталады. $1/y - y^*$ және y мәндері арқылы график сызылады. Графиктегі қисық сызықтың астындағы аудан есептеліп ордината және абсцисса өстерінің масштабтарына (M_1, M_2) көбейтіледі, яғни

$$N_{oy} = \text{аудан } S M_1 M_2$$

9.15 Тасмалдау бірлігінің биіктігі (ТББ)

Егер масса y фазадан тасмалданатын болса немесе қозғаушы күш y фазаның концентрациясы арқылы өрнектелсе, онда $y -$ тен $x -$ қа өткен массаның мөлшері төмендегіше анықталады:

$$M = G (y_6 - y_c)$$

Масса мөлшерін көлемдік масса өту коэффициенті арқылы да анықтауға болады:

$$M = K_y a V \Delta y_{op} = K_y a S H \Delta y_{op}$$

Осы теңдеулердің оң жағын теңестіреміз:

$$K_y a S H \Delta y_{op} = G (y_6 - y_c)$$

Бұл жерден аппараттың жұмыс биіктігі:

$$H = G (y_b - y_c) / K_y a S H \Delta y_{op} = h_{oy} n_{oy}$$

мұндағы $h_{oy} = G / K_y a S$

h_{oy} – ТББ деп аталады
және

$$[h_{oy}] = [G / K_y a S] = [\text{кг/с} / \text{кг/м}^2 \text{ с}^{\text{м}^2/\text{м}^3 \text{ м}^2}] = [M] \quad \text{өлшенеді.}$$

Дәл осы сияқты x фазаның концентрациясы арқылы өрнектелсе

$$h_{ox} = L / K_x a S \quad .$$

9.16 Ажыратып алу коэффициенті

Аппараттың жұмыс істеу кезінде бір фазадан екінші фазаға тасмалданған заттың нақты мөлшерінің ең көп тасмалдана алатын (максимал) мөлшеріне қатынасы *ажыратып алу коэффициенті* деп аталады және Φ мен белгілейді.

$$\Phi = G (y_b - y_c) / G (y_b - y_b) = y_b - y_c / y_b - y_b$$

мұндағы, $G (y_b - y_c)$ - y фазадан x фазаға тасмалданған заттың нақты мөлшері;
 $G (y_b - y_b)$ - заттың тасмалдана алатын ең көп мөлшері;
 $y_b - x_b$ - x концентрациясына сәйкес заттың тепе – теңдік концентрациясы.
Егер тепе – теңдік сызығы түзу болса, $y^* = mx$

$$\Phi = y_b - y_c / y_b - mx_b \quad .$$

9.17 Масса алмасу аппараттарының негізгі өлшемдерін есептеу

Масса алмасу аппараттарын есептеуде олардың негізгі өлшемдерін (диаметрін және биіктігін) анықтау қажет. Диаметр аппараттың өнімділігін, ал биіктік (немесе ұзындық) процестің қарқындылығын сипаттайды.

Аппараттың диаметрі көлемдік мөшер теңдеуімен анықталады:

$$V_c = W_0 S, \text{ м}^3/\text{с}$$

V_c - тиісті фазаның көлемдік мөлшері кг/м

W_0 - осы фазаның аппараттың көлденең қимасындағы жылдамдық (м/с).

S - Аппараттың көлденең қимасы.

Дөңгелек қима үшін $S = \pi D^2 / 4$

Онда $D = \sqrt{4 V_c / \pi W_0}$

Әдетте V_c – берілген болады, ал аппараттың диаметрін анықтау үшін тиісті фазаның (газ немесе бу) жылдамдығын таңдау керек. Іс жүзінде жылдамдықты оның ең көп шекті мәнінен 20 - 50 % аз етіп қабылдайды.

Аппараттық биіктігі – фазалардың бірімен – бірі үздіксіз (насадкалы аппараттарды) және сатылы (табақшалы аппараттарда) жанасуына байланысты, масса алмасу аппараттарының биіктігі екі түрлі тәсілмен анықталады:

А) фазалары үздіксіз жанасатын аппараттардың биіктігін көлемдік масса өту коэффициенті арқылы өрнектелген теңдеулерден анықтауға болады:

$$M = K_y a V \Delta y_{op}$$

$$M = K_x a V \Delta x_{op}$$

Мұндағы, $F = a V$ – фазаның жанасу беті

A – фазалардың меншікті жанасу беті

V – аппараттың жұмыс көлемі

Аппараттың жұмыс көлемі $V = S H$, S – аппараттың көлденең қимасының ауданы, H – аппараттың жұмыс биіктігі 14 және 14а теңдеулерге V – мәнін қойып, аппараттың жұмыс биіктігін анықтаймыз.

$$H = M / K_y a S \Delta y_{op}$$

$$H = M / K_x a S \Delta x_{op}$$

Биіктікті есептегенде меншікті бет (a) және масса өтудің беттік коэффициенті (K_y және K_x) көбейтіндісі, көлемдік масса өту коэффициенттері ($aK_y = K_{yv}$) белгілі болулары керек. Бұл жағдайда биіктікті тасмалдау бірлігінің саны арқылы да анықтауға болады.

$$H = h_{oy} n_{oy}$$

$$H = h_{ox} n_{ox}$$

Б) фазалары сатылы жанасатын (табақшалы) аппараттардың биіктігін кейде (16), (16а) теңдеулері арқылы өрнектейді. Табақшалы аппараттардағы жылжымалы көбіктің көлемін анықтау қиын болғандықтан, масса өту коэффициенттерін табақшаның жұмыс ауданының бірлігіне St есептейді және оны K_s -деп белгілейміз. Фаза бойынша есептегенде K_y, K_v және K_s арасындағы байланысты төмендегіше жазуға болады:

$$K_s S m \Delta y_{op} = K_v V m \Delta y_{op} = K_y F m \Delta y_{op}$$

немесе

$$K_s = K_y F m / S m$$

V_T -бір табақшадағы көбік немесе эмульсияның көлемі;

S_T - бір табақшадағы жанасу бетінің ауданы.

Табақшасы аппараттардың биіктігін нақты сатылар саны арқылы төмендегіше анықтайды:

$$N = n \cdot h$$

N – аппараттардың нақты сатылар немесе табақшалар саны;

h – сатылар (табақшалар) арасындағы қашықтық.

10. АБСОРБЦИЯ

Газдар немесе булар мен газдар қоспаларынан бір немесе бірнеше құрастырушылардың сіңіргіш сұйықтармен сіңірілуі абсорбция деп атайды. Сіңірілетін газды абсорбтив, ал сіңіргіш сұйықты абсорбент деп атайды.

Физикалық абсорбцияда абсорбтив абсорбентпен химиялық әрекеттеспейді. Егер абсорбтив абсорбентпен химиялық әрекеттессе ондай процесті хемосорбция деп атайды.

Физикалық абсорбция көбінесе қайтымды процесс, яғни сіңірілген газды ерітіндіден ажырату мүмкін. Мұндай абсорбцияға кері процесс – десорбция деп аталады.

Абсорбция процесін десорбция процесімен жалғастырып өткізгенде сіңіргіш сұйық көп рет қайталап қолданылады және сіңірілген газ таза күйінде бөліп алынады. Көптеген жағдайларда абсорбент пен абсорбтив арзан және қажет емес өнім болғанда, десорбция процесін өткізу қажет болмайды.

Химия өндірісінде абсорбция төмендегі мақсаттарда қолданылады:

- 1) Газ қоспаларынан қымбат бағалы құрастырушыларды ажыратып алуда. Мысалы: крекинг газдарынан немесе метанның пиролизінен ацетиленді; мұнайды өңдеу қондырғыларынан әртүрлі көмірсутектерін алуда.
- 2) Ауаға шығарылатын қалдық газдарды зиянды құрастырушылардан. Мысалы: минерал тыңайтқыш өндірісінде фтор қоспаларынан, аммиак синтездегенде азотты сутегі қоспасынан CO және CO_2 тазалауда.
- 3) Дайын өнімдер. Мысалы: SO_3 , азот оксидтерін және HCl – ды сумен сіңіру арқылы күкірт, азот және тұз қышқылдарын алуда қолданылады.

10.1 Абсорбциядағы тепе – теңдік.

Абсорбция процесінде ерітіндідегі газдың құрамы сұйықпен газдың қасиеттеріне, қысымға, температураға және газдың фазаның құрамына байланысты болады.

Абсорбциялы – десорбциялы процестер үшін газдар және олардың сұйықтағы ерітінділері арасындағы тепе – теңдік Генри заңымен өрнектеледі: сұйықта ерітілген газдың порциолдық қысымы (P_a) оның ерітіндідегі мольдік үлесіне (X_a) пропорционал:

$$P_{H^*} = EX_A$$

немесе газдың сұйықтағы мольдік үлесі:

$$X_A^* = 1/E P_A$$

$P_{A^*} - X_A$ ерітіндімен тепе – теңдіктегі газдың порциалдық қысымы:

X_A^* – сіңірілетін газдың порциалдық қысымы P_A болған газды фазамен тепе – теңдіктегі ерітіндідегі газдың концентрациясы (мольдік үлесте).

E – Генри коэффициенті.

Генри коэффициентінің температураға байланысы төмендегі формуламен өрнектейді:

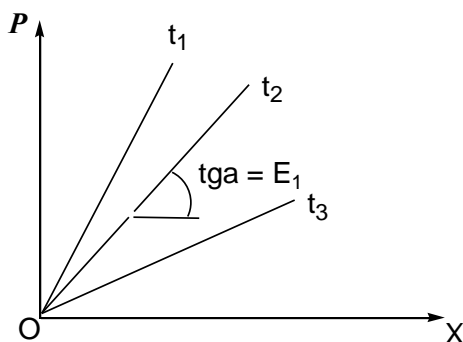
$$\ln E = -g/RT + C$$

G – газдың дифференциалдық еру жылуы;

R – газ тұрақтылығы;

C – газбен сіңіргіштің табиғатына байланысты тұрақтылық..

Идеал ерітінділер үшін $P - X$ диаграммада тепе – теңдік концентрациялардың қысымға байланысы түзу сызықтармен өрнектеледі. Бұл түзу сызықтардың көлбеу бұрышының тангенсі ($\text{tg } \alpha$) Генри коэффициентіне (E) тең.



11- сурет. $P - X$ диаграммада тепе – теңдік концентрациялары

Суреттен және (2) теңдеуден температура көбейген сайын Генри коэффициентінің мәні артады және газдың сұйықтағы ерігіштігі азаяды.

Егер сіңірілетін A құрастырушының газ қоспасындағы мольдік үлесі Y_A – деп белгілеп, жүйедегі жалпы қысымы P – болса, онда Дальтон заңы бойынша, порциалдық қысым (P_A) мынаған тең болады:

$$P_A = Y_A P$$

Бұл мәнді (1) теңдеуге қойсақ

$$Y_A^* = E/P^* X_A$$

$E/P = m$ – таралу коэффициенті деп аталады,
онда Генри заңын төмендегіше жазуға болады:

$$Y_A^* = mX_A$$

Бұл заңды сұйық температурасынан аумалы температуралары жоғары болған газдардың ерітінділері үшін және тек идеалды ерітінділер үшін қолданылады.

Бұл заңға бағынбайтын жүйелер үшін (5) – теңдеулердегі m -коэффициенті айнымалы болады және тепе – теңдік сызығы қисық сызық болады. Жоғары қысымда ($P \geq 10$ атм) газ және сұйық арасындағы тепе – теңдік Генри заңына бағынбайды.

Фазалар құрамы абсолютті емес, салыстырмалы концентрацияда өрнектелсе, онда Генри заңы басқаша жазылады:

$$Y^* / 1+Y^* = mX / 1+X;$$

Пропорция қасиетіне негізделіп $Y^* = mX / 1+(1-m)X$

Өте сұйықталған ерітінділер үшін $(1-m)X = 0$ деп қабылдауға болады.

Онда $Y^* = mX$

10.2 Процестің материалдық балансы

Материалдық баланс теңдеуі былай жазылады.

$$G(y_b - y_c) = L(x_c - x_b)$$

G - инертті газ мөлшері

y_b, y_c - абсорбтивтің газ қоспасындағы бастапқы және соңғы концентрациясы

L – абсорбент шығыны.

x_c, x_b - абсорбтивтің абсорбенттегі бастапқы және соңғы концентрациялары.

Абсорбенттің жалпы шығыны :

$$L = G y_b - y_c / x_c - x_b$$

Ол, оның меншікті шығыны :

$$I = L / G = y_b - y_c / x_c - x_b$$

Бұл теңдеуді былай жазуға болады :

$$(y_b - y_c) = L (x_c - x_b)$$

10.3 Процестің жылдамдығы

Физикалық абсорбция процесінің жылдамдығы масса алмасудың негізгі теңдеуімен сипатталады.

$$M = K_y F \Delta y_{op}$$

$$M = K_x F \Delta X_{op}$$

Бұл теңдеулердегі K_y, K_x масса өту коэффициенттері мына теңдеулермен анықталады:

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_z + m/\beta_c}$$

немесе

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_c + 1/m\beta_z}$$

β_g - газ ағынынан фазалардың жанасу бетіне масса беру коэффициенті
 β_c - фазалардың жанасу бетінен сұйық ағынына масса беру коэффициенті:
 12 – теңдеудегі газдың фазаның мольдік концентрацияларын жалпы қысым үлесіндегі берілген газдың порциалдық қысымымен алмастыруға болады.
 Онда

$$M = K_p F \Delta P_{op}$$

ΔP_{op} - қысым өлшемімен берілген процестің қозғаушы күші;

K_p - сіңірілетін газдың порциалдық қысымымен өрнектелген қозғаушы күш бірлігіндегі масса өту коэффициенті.

$$\Delta P_{op} = \frac{\Delta P_y - \Delta P_k}{2,31g \frac{\Delta P_y}{\Delta P_k}}$$

Мұндағы $\Delta P_y = P_b - P_c^*$ және $\Delta P_k = P_c - P_b^*$ - абсорбциалы аппараттың шеттеріндегі қозғаушы күш;

P_b, P_c - газдың аппаратқа кірген және шыққан кездегі парциалдық қысымдары;

P_c^*, P_b^* - газдың аппаратқа кірген және шыққан тепе – теңдік парциалдық қысымдары.

Егер парциалдық қысым жалпы қысым үлесімен өрнектелсе онда K_p және K_y – тің сандық мәндері бір – біріне тең болады. Егер парциалдық қысымдар жалпы қысым үлесімен өрнектелсе, онда

$$K_p = P \cdot K_y \quad .$$

10.4 Абсорбциялық аппараттардың түрлері

Абсорбциялық процестерді жүзеге асыратын аппараттарды *абсорберлер* деп аталады. Абсорбция процесі фазалардың жанасу бетінде өтетін болғандықтан, абсорберлердегі сұйықпен газдың арасындағы жанасу беті үлкен болуы керек. Осы беттің түзілу тәсілдеріне байланысты абсорберлерді шартты түрде төмендегі түрлерге бөлуге болады:

- 1) бетті және қабықшалы;
- 2) насадкасл;
- 3) барботажды (табақшалы);
- 4) шашыратпалы.

Бетті абсорберлер - жақсы еритін газдарды. Мысалы: HCl – ды сумен сіңіруде қолданылады. Мұндай аппараттарда қозғалмайтын немесе өте жай қозғалатын сұйық бетінен газ өтеді. Абсорберде газбен сұйықтың жанасу беті аз болғандықтан, бірнеше аппарат тізбектеліп жалғанады да, газбен сұйық бір – біріне қарама – қарсы бағытты ағында өтеді.

Сұйық бір аппараттан екінші аппаратқа өздігінен ағуы үшін кейінгі аппараттар бұрынғысынан төмендеу орналасады. Абсорбция процесіндегі жылуды бөліп алу үшін аппараттың ішіне сумен суытылатын ирек құбыр орнатады.

Бетті абсорберлер үлкен және олардың тиімділігі аз, сондықтан кем қолданылады.

Қабықшалы абсорберлер - бетті абсорберлерге қарағанда тиімділеу және ықшамды. Бұл аппараттың төмендегі түрлері болады:

- 1) құбырлы;
- 2) жазық параллель насадкалы;
- 3) сұйық қабықша жоғары өрлеп қозғалатын.

Құбырлы абсорберлер - құрылымы бойынша тік қаптама – құбырлы жылу алмастырғыштарға ұқсас. Абсорбент жоғарғы құбыр торынан беріліп, құбырларға таралады да, олардың ішкі бетімен жұқа қабықша күйінде төмен қарай ағады. Газ құбырлармен төменнен жоғары қарай қабықша бағытына қарсы өтеді. Құбырлар арасындағы кеңістік бойынша суытатын су немесе сұйық өтеді.

Жазық параллель насадкалы абсорбер - әртүрлі материалдардан (металл, пластмасса немесе тағы басқа) жасалған тік тімсемелерден немесе қатты керілген маталардан құралады. Абсорбердің жоғары жағынан насадканың екі жағын біркелкі сұйық қабықшасымен қамтамасыз ететін сұйықтандыратын таратушы құрылғы орналастырылған.

10.5 Насадкалы абсорберлер

Әртүрлі пішінді қатты денелермен – насадкалармен толтырылған тік колоннасы абсорберлердің құрылымы қарапайым болғандықтан өндірісте кеңінен қолданылады.

Насадкалы колонналарда насадкалар газ және сұйық өтетін таяныш торларға орнатылады. Колоннаның жоғары жағынан арнаулы таратушы арқылы сұйық шашыратылып беріледі де, насадкалы денелердің бетін сұйықтандырып,

төмен қарай ағады. Насадканың барлық биіктігі бойынша колонна қимасындағы сұйық бірдей таралмайды. Осының нәтижесінен насадкалар беті жақсы сұйықтанбайды. Диаметрі үлкен колонналардағы насадкалардың жақсы сұйықтануы үшін олардың биіктігі 2-3м секциялармен орналастырылады. Әр секцияның астына сұйықты қайта таратушылар орнатады. Газдың үлкен жылдамдықтарда касадка көтеріп кетпеу үшін тор қойылады.

Насадкалар тиімді жұмыс істеу үшін төмендегі талаптарды қанағаттандырулары тиіс.

- 1) көлем бірлігіндегі беті көп;
- 2) сұйықпен жақсы сұйықтануы (дымқылдануы);
- 3) газ ағынына гидравликалық кедергісі аз;
- 4) сұйықты біркелкі таратуы;
- 5) сұйықтың және газдың химиялық әрекетіне берік;
- 6) меншікті салмағы аз;
- 7) механикалық беріктігі жоғары;
- 8) арзан;

Өндірісте пішімдері мен өлшемдері әртүрлі насадкалар қолданылады. Насадкалар әртүрлі материалдардан (керомика, фарфор, шыны, болат, графит) жасалынады. Насадка ретінде колоннаға ретсіз салынған немесе кварцтың түйіршіктерін де пайдаланылады. Көбінесе өндірісте биіктігі диаметріне тең жұқа қабырғалы керамикалық сақиналар (Рошиг сақинасы) қолданылады. Мұндай насадкалардың өлшемі 15÷150 мм аралығында болады. Кіші өлшемді ($d < 75\text{мм}$) насадкалар колоннаға ретсіз салынады. Үлкен өлшемді насадкалар ретті орналастырылады. Реттік салынған насадкалардың ретсіз салынғанға қарағанда артықшылықтары бар: гидравликалық кедергісі аз, газдың жылдамдығы көп. Соңғы жылдары өнеркәсіпте торлы, ер тәрізді және сақиналы насадкалар кеңінен пайдалануда.

Насадкаларды Рашиг сақиналы насадкалармен салыстыру.

Насадка түрлері	өнімділігі	тиімділігі	Бір теориялық табақшаның кедергісі
Рашиг сақинасы $d = 25\text{мм}$	1 1,4÷1,5	1 1÷1,25	1 0,7÷0,75
Палль сақинасы $d = 25\text{мм}$	1,1÷1,25 1,2÷1,4	1,1 1,3	0,6÷0,7 0,45÷0,5
Берль ерітіндісі	1	2,5÷2,6	0,3
Инталлокс ерітіндісі	3÷3,5	0,4	0,3÷1
Барод сақинасы $d = 12.7\text{мм}$	1,15÷1,2 2	3,5 1,5	0,13 0,5
Спрейпак			
Гудлау			
Зульцер			

10.6 Борботажды (табақшалы) абсорберлер

Бұл абсорберлер тік колонна ішіне бір – бірінен белгілі қашықтықта орналасқан горизонталь бөгеттер – табақшалардан құралған болады. Табақшалар жәрдемімен фазалардың бағытты қозғалысы нәтижесінде сұйық пен газ көп рет жанасады.

Табақшадан табақшаға сұйықтың құйылу тәсіліне қарай абсорберлер: құйылу құрылғысы бар және құйылу құрылғысы жоқ болып бөлінеді.

Құйылу құрылғысы бар табақшалы колонналарда сұйық бір табақшадан екінші табақшаға құйылушы құбыр немесе арнаулы құрылғы арқылы құйылады. Мұнда құбырдың төменгі жағы төменгі табақшадағы стаканға батырылып, гидравликалық қақпа міндетін атқарады.

Суретте тор тесікті табақшалы колоннаның жұмыс істеу принципі көрсетілген. Сұйық жоғарғы табақшаға беріледі де, табақшадан табақшаға құйылу құрылғы арқылы құйылып, колоннаның төменгі жағынан кіріп, әр табақшаның тесіктері арқылы жоғарыдан шығарылады. Бұл кезде газ табақша бетіндегі сұйық қабатынан көпіршік түрінде өтеді. Бұл кезде табақшада көбік қабаты пайда болады немесе масса алмасу процесі негізінен осы қабатта өтеді. Құйылу құрылғылары бар табақшаларға төменгілер жатады: тор тесікті, қалпақшалы, клопонды және пластиналы.

10.7 Табақшаның жұмыс істеуінің гидродинамикалық режимдері.

Газдың жылдамдығы мен сұйықтың мөлшеріне байланысты борботажды табақшалардың үш түрлі гидродинамикалық режимі болады:

1. көпіршікті,
2. көбікті
3. ағынды немесе инжекциялы.

Көпіршікті - режимде сұйық қабатынан газ аз жылдамдықта жекеленген көпіршіктер ретінде өтеді. Мұндай режимде жұмыс істейтін табақша бетіндегі жанасу беті аз болады.

Көбікті - режимде газдың мөлшері артқан кезде жеке көпіршіктер бір – бірімен қосылып, біртұтас ағын пайда болады. Бұл кезде табақшада газ бен сұйықтың дисперсті жүйесі – көбік пайда болады. Көбікті режимде фазалардың жанасу бетінің шамасы ең көп болады.

Ағынды немесе инжекциялы режимде газдың жылдамдығы одан әрі асқан сайын газ ағындарының ұзындығы үлкейіп, олар борботаж бетіне шығады. Бұл кезде көп мөлшерде ірі тамшылар пайда болады. Бұл жағдайда фазалардың жанасу беті бірден азаяды.

Тор тесікті табақшалар – Мұндай колонналарда тік цилиндр корпус ішіне горизонталды табақшалар орнатылады. Табақшаның барлық беті 2÷ 8 мм диаметрмен бұрғыланып тесілген болады.

Газ табақша тесіктерінен майда көпіршіктер түрінде өтіп сұйықта таралады. Тор тесікті табақшалардың құрылымы қарапайым, орнатуы және жөндеуі оңай,

гидравликалық кедергісі төмен болады. Тор тесікті табақшалардың тесіктері ластанған сұйықтармен жұмыс істегенде тұнбалармен тез бітеліп қалу мүмкін.

Қалпақшалы табақшаларды - ластанған сұйықтармен жұмыс істегенде қолдануға болады. Қалпақшалы табақшалар бетіндегі көбік пен тамшылардың пайда болуы қарқындылығы газдың жылдамдығына және қалпақшаның сұйыққа батырылу тереңдігіне байланысты болады.

Диаметр бойынша құйылатын табақшада құйылу құрылғысы селинт тәрізді тесік болады. Капсульді қалпақша жиі қолданылады. Қалпақшалы табақшалы газ бен сұйық мөлшерінің көп өзгеруінде пайдалануға болады. Кемшіліктері: құрылымы күрделі, гидравликалық кедергісі үлкен, тазалау қиын, қымбат.

Клапанды табақшалар – газ жылдамдығы тез өзгертін жағдайда кеңінен қолданылуда. Дөңгелек клапанды табақшалардың тесіктерінің диаметрі 8-35мм, ал клапанның диаметрі 50мм, болады. Клапанның көтерілу биіктігі 6-8мм болып, тосқауыл биіктігімен анықталады.

Пластинка – табақшалар басқа табақшаларға қарағанда айырмашылығы – фазалардың бір бағытты қозғалысында, яғни әр табақша бір ағынды принципте жұмыс істейтіндігінде.

Пластиналар арасындағы қуыстан үлкен жылдамдықта 20/40м/с шыққан газ ағыны сұйықты майда тамшыларға бөліп, келесі қуысқа береді. Бұл табақшаларда сұйық дисперсті, ал газ бір тұтас фаза болады да, фазалар тамшыларбетінде жанасады. Пластиналы табақшалардың артықшылықтары: гидравликалық кедергісі аз; ластанған сұйықтармен жұмыс істеуге болады; табақшаны жасауға аз металл шығындалады.

Кемшіліктері: сұйықтың аз мөлшерінде тиімділік азаяды, жылуды беру немесе алу қиын.

Құйылатын құрылғылары жоқ табақшалар құйылатын құрылғысы болмағандықтан құрылымы қарапайым. Бір тесіктен газ да сұйықта өтеді. Сұйықтың тесіктен құлап ағуына байланысты мұндай табақшаларды құлап ағатын деп атайды да мынадай түрлері болады:

- 1) тесікті құлап ағатын табақшалар
- 2) торлы немесе саңылаулы құлап ағатын табақшалар
- 3) құбырлы құлап ағатын табақшалар
- 4) толқынды немесе толқыма бүктемелі табақшалар

Барботажды абсорберлердің артықшылықтары:

- 1) жылуды шығару мүмкіндігі;
- 2) ластанған сұйықтарды қолдануға болады;
- 3) газ және сұйық мөлшерінің үлкен аралықта өзгергенінде жақсы жұмыс істеуі.

Кемшіліктері: құрылымдары күрделі; гидравликалық кедергісі жоғары.

10.8 Шашыратпалы абсорберлер

Абсорбердің мұндай түрлерінде фазалар шашыратып берілген сұйықтың өте майда тамшылар бетінде жанасады. Бұл абсорберлер тік калонналы болады. Жоғары жағынан сұйықтық шашыратылады да, ал таллиннен жоғары қарай газ қозғалады. Мұндай абсорберлер көбінесе жақсы еритін газдар үшін қолданылады. Сұйықтарды шашырату үшін механикалық, пневматикалық және ортадан тепкіш шашыратқыштар қолданылады.

Артықша қысымы $2 \div 200$ атмосфера. Механикалық шашыратқыштар арқылы өте майда тамшылар алуға болады. Пневматикалық шашыратқыштар артықша қысым атмосфераға дейін сығылған ауа немесе бу әсерімен жұмыс істейді. Ортадан тепкіш шашыратқыштар өте үлкен жылдамдықта айналатын турбина немесе дискіден құралған болады. Тегеріштер (дискілер) суспензия және ластанған сұйықтарды шашыратуға қолданады.

Артықшылығы: құрылымы қарапайым, гидравликалық кедергісі төмен, тазалау және жөндеу оңай: ластанған газдармен жұмыс істеу мүмкін.

Кемшіліктері: тиімділігі төмен, сұйықты шашырату үшін едәуір энергия шығындалады: газбен сұйықтың ілесіп кетуіне байланысты газдың жылдамдығы шектелген: сұйық мөлшері көп.

10.9 Десорбция.

Абсорбенттен сіңірілген газды ажыратып алу, яғни десорбция төмендегі мақсаттар үшін қолданылады.

- 1) газды таза күйінде алу үшін
- 2) абсорбентті қайтадан пайдалану үшін регенерациялауда

Десорбцияның үш түрлі тәсілі бар.

- 1) Инертті газ немесе су буының ағынында,
- 2) Абсорбенттен жылу беру арқылы,
- 3) Абсорбент бетіндегі қысымды төмендету арқылы.

Инертті газ немесе су буының ағынында десорбция процесін жүргізгенде, газдың ерітіндіде бетіндегі парциалдық қысымы инертті газдағыдан жоғары болғандықтан, газ ерітіндіден газ немесе су буының ағынына қарай өтеді. Бұл процесс нагадкалы немесе табақшалы калонналарда өткізіледі. Инертті газ ретінде көбінесе ауа қолданылады.

Абсорбенттен жылу беру арқылы десорбция процесін жүргізгенде, суда ерімейтін газдарды десорбциялау үшін су буы қолданылады. Ажыратылған газбен су буының қоспасы калоннадан шығарылып конденсаторға беріледі. Мұнда су буы конденсацияланып, ажыратылған газ таза күйінде алынады.

Тұйық бу арқылы жылу бергенде ерітіндіден газбен бірге еріткіште буланады. Пайда болған бұл бу қоспасы ректификация арқылы ажыратылады.

Абсорбент бетіндегі қысымды төмендету арқылы, егер абсорбция атмосфералық қысымнан жоғары қысымда өткізілсе, онда десорбцияны атмосфералық қысымға дейін төмендетіп өткізеді. Ал егер абсорбция атмосфералық қысымда өткізілсе, онда десорбция процесі вакуумда өткізіліп, ажыратылған газ вакуум насоспен сорылады.

11. СҰЙЫҚТАРДЫ АЙДАУ.

Екі немесе одан көп құрастырушылардан құралған біртекті сұйық қоспаларды ажыратуда жиі қолданылатын тәсілдердің бірі айдау процесі болып табылады. Егер бастапқы қоспа қайнау температуралары әртүрлі екі құрастырушыдан құралса (яғни бинарлы қоспалар) онда буланған кезде төмен температурада қайнайтын құрастырушы (ТҚ) буға айналады, ал жоғары температурада қайнайтын құрастырушы (ЖҚ) сұйық күйінде қалады. Пайда болған буды конденсациялағанда, дистиллят деп аталатын сұйықты алады. Буланбай қалған сұйық бөлігін қалдық деп атайды.

Сонымен, айдау нәтижесінде төмен температурада қайнайтын құрастырушы дистиллятқа, ал ЖҚ қалдыққа өтеді. Бұл процесі жай айдау деп атайды. Жайайдауда қоспа құрастырушыларын толық ажыратып, оларды таза күйінде алу мүмкін емес. Құрастырушының екеуінде ұшқыш, яғни екеуінде әртүрлі дәрежеде буға айналады. Сондықтан, пайда болған бу таза төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралмайды. Төмен температурада қайнайтын құрастырушының ұшқыштық дәрежесінің жоғарылығынан ЖҚ ға қарағанда көп дәрежеде буланады, яғни пайда болған будағы оның мөлшері бастапқы қоспадағы мөлшеріне қарағанда көп болады. Сонымен бастапқы қоспадағы мөлшеріне қарағанда дистилляттағы төмен температурада қайнайтын құрастырушының, ал қалдықтағы жоғары температурада қайнайтын құрастырушының мөлшері көп болады. Буландырудағы ерітіндінің бір құрастырушысы (еріген зат) ұшқыш емес те, тек ұшқыш құрастырушы (еріткіш) ғана буға айналады.

Сұйық қоспаны құрастырушыларға толық ажырату үшін айдаудың күрделілеу тәсілі – ректификация қолданылады. Ректификация процесі қоспаны буландырғанда пайда болған будың, оны конденсациялағанда пайда болған сұйықпен көп рет жанасу нәтижесіндегі масса алмасуына негізделген. Бұл процесс колонналы аппараттарда өткізіледі. Сұйық фазадан төмен температурада қайнайтын құрастырушы буға өтеді, ал бу фазадан жоғары температурада қайнайтын құрастырушы сұйыққа өтеді. Сонымен, колоннадағы жоғары көтерілетін бу төмен температурада қайнайтын құрастырушымен, ал төмен қарай ағатын сұйық жоғары температурада қайнайтын құрастырушымен байытылады. Колоннаның жоғарғы жағынан шығатын бу негізінен төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған болады. Бұл су бөлек аппаратта конденсацияланып екі бөлікке бөлінеді. Бір бөлігі дистиллят немесе ректификат деп аталады. Екінші бөлігі флегма деп аталады да, ол аппаратқа қайтадан беріледі. Флегма негізінен төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған болады да, колоннадан жоғары қарай көтерілетін бумен жанасады. Колоннаның төменгі жағындағы, негізінен жоғары температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған сұйық кубтық қалдық деп аталады.

Қазіргі кезде химиялық технологияның көптеген салаларында ректификация тәсілі кеңінен қолданылады.

11.1 Сұйық – бу жүйедегі тепе-теңдік.

Екі фазадан құралған бинарлы қоспаларды қарастырамыз. Бинарлы қоспа А төменгі температурада қайнайтын құрастырушы және В жоғары температурада қайнайтын құрастырушыдан тұрады. Егер идеалды бинарлы қоспа жабық көлемде қайнаған күйінде ұзақ уақыт тұрса, онда бу және сұйықтан құралған жүйе тепе-теңдікте болады.

Тепе-теңдік жағдайда құрастырушылардың бір фазадан екінші фазаға өту жылдамдықтары бірдей және будың құрамы сұйықтың құрамынан өзгеше болады.

Идеалды қоспалар Рауль және Дальтон заңдарына бағынады. Ол бойынша әрбір құрастырушының (қоспа үстіндегі парциалды қысымы, мысалы төмен температурада қайнайтын А құрастырушының қысқаша,ТҚ); ρ_A таза құрастырушы үстіндегі оның бу қысымы мен оның сұйық қоспадағы мольдік үлесінің $x_A=x$ көбейтіндісіне тең.

$$\rho_A = P_A \cdot x$$

$$\rho_B = P_B(1-x)$$

Мұнда ρ_A, ρ_B - А және В құрастырушылардың парциалдық қысымдары; $x, (1-x)$ – А және В құрастырушылардың сұйық қоспадағы мольдік үлестері. Сонымен бірге, Дальтан заңы бойынша жүйедегі құрастырушылардың парциалдық қысымдары.

$$\rho_A = P \cdot y \quad \text{және} \quad \rho_B = P(1-y)$$

Мұнда, P – жүйедегі жалпы қысым;
 $y, (y-1)$ – А және В құрастырушылардың бу қоспадағы мольдік үлестері.
Қалыптасқан тепе-теңдік үшін

$$P_B(1-x) = P(1-y)$$

Бұдан

$$y = \frac{P_A}{P} x$$

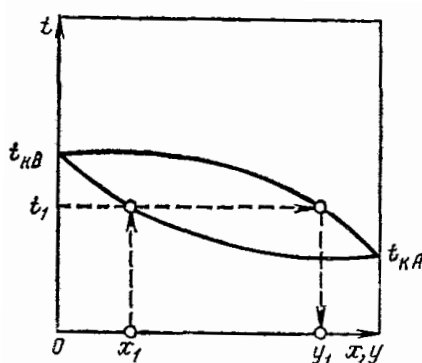
Әдетте ректификация процесін изобарлы жағдайларда жүргізеді. Дальтон заңы бойынша жүйенің жалпы қысымы парциалдық қысымдар сомасына тең, яғни

$$P = p_A \cdot x + P_B \cdot (1-x) = P_B + (P_A - P_B)x$$

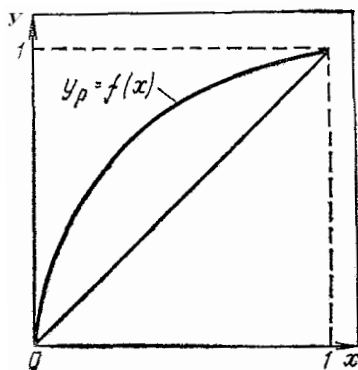
$$x = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}$$

Қайнау температуралар t_{KA} және t_{KB} шектерінде, P_A және P_B мәндері белгілі жағдайда (3.6) теңдеуі бойынша x мәнін, ал (3.5) өрнек бойынша y мәнін табуға болады.

Фазалар ережесі бойынша бинарлы қоспаның еркіндік дәрежесі $C=2$. Демек, тепе-теңдік байланысты, екі айнымалы шамаларды (P мен x , t мен x , P мен t, x пен y) пайдаланып, қарауға болады. $P = \text{const}$ болса, онда тепе-теңдік байланысты $t - x$ немесе $y - x$ координаталарында қарауға болады. Температураларды біліп және x пен y мәндерін есептеп тауып, жүйедегі тепе-теңдікті сипаттайтын диаграмма саламыз. $t - y$ және $t - x$ диаграммаларын біріктіруге болады.



12- сурет. Тепе-теңдік жағдайда бу - сұйық жүйенің температурасының фазалар құрамымен байланысы.



13 - сурет. Тепе-теңдікті құрамдар диаграммасы

Диаграммадағы төменгі сызық сұйық қоспаның қайнау температурасын, жоғарғы сызық - бу фазаның конденсациялау температурасын көрсетеді. Бұл диаграмма жәрдеммен сұйық фазаның құрамы (x_1) бойынша онымен тепе-теңдіктегі будың құрамын (y_1) және жүйенің температурасын (t_1) анықтауға болады.

Ректификация процесін талдау үшін $t-x, y$ диаграммасының негізінде салынған y^* диаграммасы (12 сур.) қолайлы Тепе-теңдік сызығы $y^* = f(x)$ төмендегі теңдеумен өрнектеледі.

$$y = \frac{P_A \cdot x}{P} = \frac{P_A \cdot x}{P_A \cdot x + P_B(1-x)} = \frac{P_A \cdot x}{P_B + (P_A - P_B)x}$$

Егер қатынас $\frac{P_A}{P_B} = \alpha$ мәнін енгізсек, А құрастырушының салыстырма ұшқыштығы деп аталатын, онда

$$y = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

Идеалды қоспа бірнеше құрастырушылардан тұратын жағдайда, тепе-теңдікті концентрацияларды байланыстырушы тендеулер жоғарыдағы сияқты алынады.

$$y_j = \frac{\alpha_j \cdot x_j}{\sum_{i=1}^{i=n} P_i \cdot x_i}$$

Мұнда i, j – құрастырушылар нөмірлері, n – құрастырушылар саны. Іс жүзінде қоспалардың көп бөлігі идеалды болмайды. Реалды (нақты) сұйық қоспалар араласу жылуымен араласқанда көлемі өзгерумен және т.б. сипатталады; нақты бу фазасы жоғары қысымдарда идеалды газдарға ұқсамайды бу фазасының молекулаларының өзара әрекеттесу күштерін есепке алу керек, оларды жеке көлемін және т.б.

Егер бу және сұйық фазалар идеалды емес жағдайда, тепе-теңдік концентрациялар арасындағы байланысты мына түрде жазуға болады:

$$y_1 P v_1 = \gamma_1 x_1 a_1$$

Мұнда, v_1 - бу фазаның идеалды еместігіне түзеткіш; γ_3 - сұйық фазаның идеалды еместігіне түзеткіш.

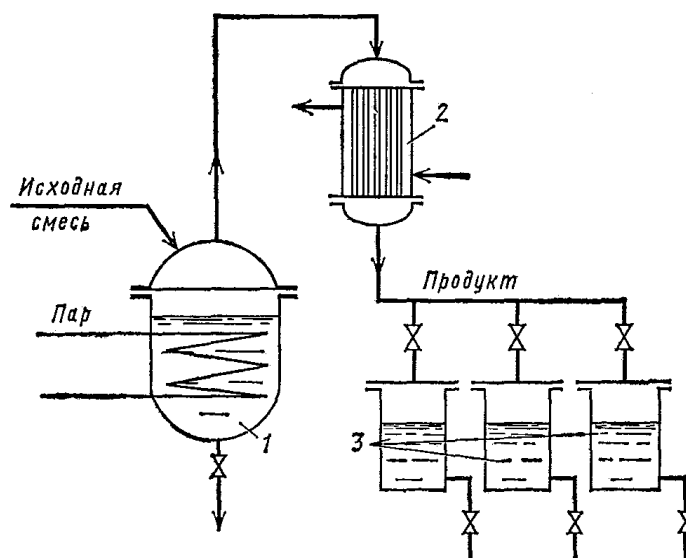
Таза құрастырушының қаныққан буы қысымы орнына активтік a_1 енгізіледі, ол температура мен қысымның функциясы.

Нақты қоспалар Рауль заңымен сипатталмайды. Олардың Рауль заңына ауытқуы оң және теріс болуы мүмкін. Оң ауытқуында нақты қоспа бетіндегі жалпы қысым мен идеал қоспа бетіндегі жалпы қысымның айырмасы нольден көп, ал теріс ауытқуында нольден аз болады.

Үлкен ауытқуларда толық қысымның сызығының ең көп және ең кіші мәндері болады. Мұндай қоспалар *Коноваловтың 2-ші заңымен* сипатталады: Будың жалпы қысымының ең үлкен мәніне сәйкес ең кіші қайнау температура, ал ең кіші мәнәне ең үлкен қайнау температура сәйкес келеді.

11.2 Жай айдау.

Жай айдау қондырғысы жейделі ысытқышы бар айдағыш куб, бетті конденсатор және жинағыштан құралған. Айдауды айдайтын кубтың ішіндегі сұйықтың біртіндеп булануы арқылы жүргізіледі. Айдаудың бастапқы кезінде дистилляттың құрамында негізінен төмен температурада қайнайтын құрастырушы болады да, ол жинағышқа беріледі. Уақыт өте келе біртіндеп кубтағы төмен температурада қайнайтын құрастырушының мәні азаяды, соның салдарынан дистилляттағы төмен температурада қайнайтын құрастырушының да мәні азаяды. Бұл оларды бөлек жинатқыштарға жіберумен, әртүрлі құрамды бірнеше дистиллят фракциясын алуға мүмкіндік береді. Қоспаны бірнеше фракцияға ажырататын бұл тәсіл фракциялық айдау деп аталады.



14- сурет. Фракциялық жай айдау қондырғысы.

Жай айдау процесінің материалдық балансы үшін, уақыттың кез-келген кезде аппараттағы сұйық мөлшері L , ал құрамы x (төмен температурада қайнайтын құрастырушы бойынша). Шексіз аз уақыт ішінде сұйық мөлшері және оның құрамы өзгереді. Оларды сәйкес $(L-dL)$ және $(x-dx)$ делік бұл кезде сұйықпен тепе-теңдіктегі және концентрациясы y болатын dL мөлшерлі бу пайда болады. Онда төмен температурада қайнайтын құрастырушы бойынша материалдық баланс теңдеуі былай өрнектеледі:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dL \cdot y$$

Жақшаларды ашып, шексіз шама $dL \cdot dx$ көбейтіндісін есепке алмай, теңдеуді былай жазуымызға болады:

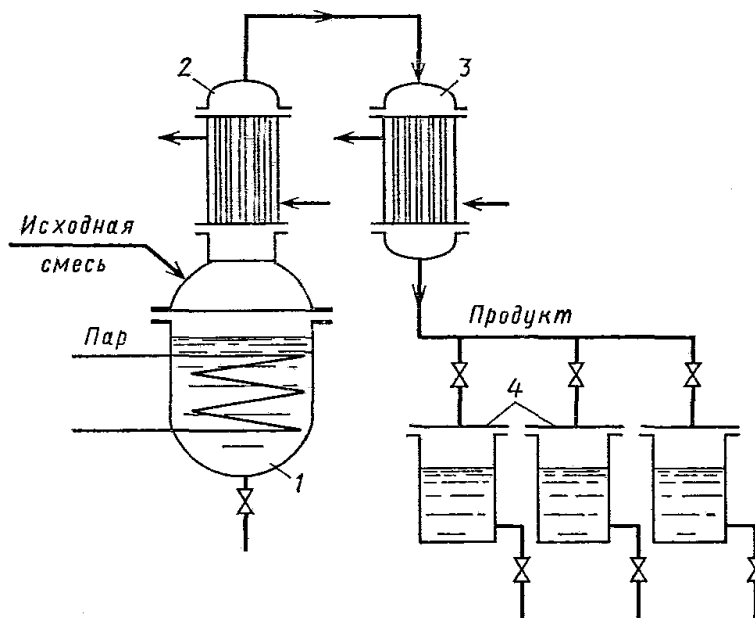
$$Ldx = (y - x)dL$$

немесе

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y-x}$$

Жай айдауды есептеуде берілген кубтық қалдықтың концентрациясын алу үшін қажет болатын қоспа мөлшерін анықтайды.

Құрастырушыларды ажырату дәрежесін көбейту үшін дефлегмациялық жай айдау қондырғысы қолданылады.



15- сурет. Дефлегмациямен жай айдау қондырғысы.

Кубтан шыққан бу дефлегматорға барып, онда жоғары температурада қайнайтын құрастырушымен конденсацияланады. Дефлегматор қаптама құбырлы жылу алмастырғыш ролін атқарып, құбырлар арасындағы кеңістікке суытатын су, ал құбыр ішіне кубтан шыққан бу беріледі. Конденсат дефлегматордан кубқа қайта беріліп, көп рет буланады.

11.3 Су буымен айдау

Жоғары температурада қайнайтын суда ерімейтін қоспаларды су буымен ажыратады. Ажыратылатын қоспаның қайнау температурасын қосымша құрастырушы - тасымалдағыш енгізу арқылы төмендетуге болады.

Егер бастапқы қоспаның құрастырушылары суда ерімесе, онда қосымша құрастырушы ретінде суды қолданады, оны кубқа өткір бу түрінде береді.

Су буымен айдаған кезде қоспаның қайнау температурасы осы берілген қысымдағы судың қайнау температурасынан төмен болуы керек.

Кейде айдауда су буының орнына инертті газдарды, мысалы, азот, көміртегі диоксиді ж.т.б. пайдаланады. Инертті газ ағынында айдау су буымен айдауға қарағанда ажыратылатын қоспаның қайнау температурасын едәуір төмендетуге мүмкіндік тудырады.

11.4 Молекулалық айдау.

Молекулалық айдау процесі жоғары температураларда қайнайтын және термиялық беріктігі жоқ құрастырушыларды ажырату үшін қолданылады. Бұл процесс терең вакуумда (0,01-0,001 мм сн. бағ.) жүргізіледі және арнайы қондырғылар қолданылады.

Терең вакуумда молекулалар өзара тартылыс күшін жеңеді, бір-бірімен соқтығысу саны азаяды және соқтығысу арасындағы еркін жүру ұзындығы артады.

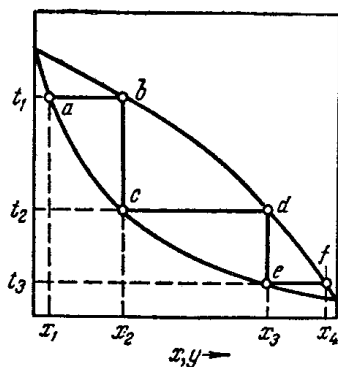
Егер булану және конденсациялану беттерінің ара қашықтықтары молекулалардың еркін жүру ұзындығынан аз болса, онда булану бетінен бөлініп шыққан төмен температурада қайнайтын құрастырушының молекулалары тікелей конденсациялану бетінде конденсацияланады.

Молекулалық айдауды өте қымбат құрастырушыларды алуда және қоспаларды зиянды заттардан тазалағанда қолданады.

12. РЕКТИФИКАЦИЯ.

Сұйық қоспаны құрастырушыларға толық ажырату үшін – ректификация процесі қолданылады. Ректификация процесі қоспаны буландырғанда пайда болған будың, оны конденсациялағанда пайда болған сұйықпен көп рет жанасу нәтижесіндегі масса алмасуына негізделген. Бұл процесс колонналы аппараттарда өткізіледі. Сұйық фазадан ТҚ буға өтеді, ал бу фазадан ЖҚ сұйыққа өтеді. Сонымен, колоннадағы жоғары көтерілетін бу ТҚ-мен, ал төмен қарай ағатын сұйық ЖҚ-мен байытылады. Колоннаның жоғарғы жағынан шығатын бу негізінен ТҚ-дан құралған болады. Бұл су бөлек аппаратта конденсацияланып екі бөлікке бөлінеді. Бір бөлігі дисстильят немесе ректификат деп аталады. Екінші бөлігі флегма деп аталады да, ол аппаратқа қайтадан беріледі. Флегма негізінен ТҚ-дан құралған болады да, колоннадан жоғары қарай көтерілетін бумен жанасады. Колоннаның төменгі жағындағы, негізінен ЖҚ-дан құралған сұйық кубтық қалдық деп аталады.

Бұл процестің мәнін $t - x, y$ диаграммасы жәрдемімен түсіндіруге болады.



16- сурет. Көп құрастырушы қоспаны ректификация жолымен ажыратуды $t - x - y$ диаграммасы.

Концентрациясы X_1 бастапқы қоспа қайнау температурасы t_1 -ге дейін ысытылған, сұйықпен тепе-теңдікте болатын бу алынады (в-нүкте). Бу конденсацияланғанда концентрациясы X_2 тен сұйық пайда болады. Бұл сұйық t_2 температураға дейін ысытылағанда бу пайда болады (d-нүкте) және ол конденсацияланғанда концентрациясы X_3 сұйық алынады және т.с.с. Сонымен, сұйықтың булану және будың конденсациялану процестерін кезегімен бірнеше рет өткізіп, таза төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған сұйық алуға болады.

Ректификация процесін қарапайым көп сатылы қондырғыда да өткізуге болады: I- сатыда бастапқы қоспа буланады, II- сатыға I- сатыда қалған сұйық беріліп буланады; II I- сатыға II- сатыда қалған сұйық беріледі. Осылайша көптеген сатылардан төмен температурада қайнайтын құрастырушылармен байытылған бу және жоғары температурада қайнайтын құрастырушылармен байытылған сұйық алуға болады. Бірақ мұндай қондырғылар үлкен және олардағы жылу шығыны көп болады, дистиллят пен қалдық аз мөлшерде алынады.

Ректификация процесі өзара тепе-теңдікте емес сұйық және бу фазаларының ағындарын бірнеше рет жанастыру арқылы және де мерзімді әрекетті, үздіксіз әрекетті қондырғыларда әртүрлі қысымда өткізіледі. Жоғары температурада қайнайтын қоспаларды вакуумда, ал қалыпты температурада газ күйінде болатын қоспаларды жоғары қысымда ажыратады.

Колоннаға бастапқы қоспа берілетін орындағы табақшаны қоректену табақшасы деп атайды. Қоректену табақшадан жоғары орналасқан колонна бөлімін нығайтушы бөлімі деп, ал қоректенуші табақшадан төмен орналасқан колонна бөлімін тауысушы бөлімі деп атайды.

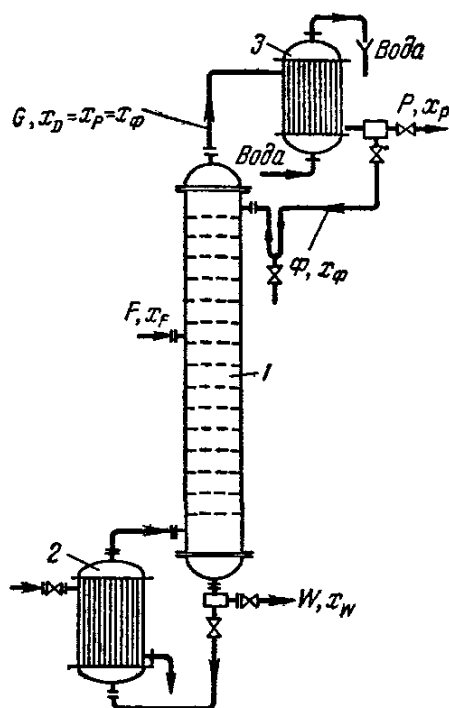
12.1 Ректификациялық колоннаның материалдық және жылу баланстары.

Бинарлы қоспаларды құрастырушылары булануының мольдік үлестері шамалары бойынша жуық болады, ал меншікті булану жылулары (1кг құрастырушыға) бір-бірінен айрықша болады, сондықтан ректификацияны талдау және есептеуде фазалар мөлшері мен құрамын мольдік шамалармен өрнектеу, ал құрамдарын төмен температурада қайнайтын құрастырушылардың мольдік үлесінде өрнектейді.

Ректификация процесінің өтуіне әсері аз, бірақ есептеуді жеңілдететін мынадай шарттар қабылданған:

1. колоннаның кез-келген көлденең қимасынан көтерілетін будың мөлшері тұрақты $G_{бу} = const$.
2. колоннадан шығып, дефлегматорға берілетін будың құрамы дистилляттың құрамына тең $U_p = X_p$.
3. Қайнатқыш кубтан көтерілетін будың құрамы, кубтың төменгі жағына ағып түсетін сұйықтың құрамына тең $U_w = X_w$.
4. Бастапқы қоспа колоннаға қайнау температурасына дейін ысытылып беріледі.

5. Қайнатқыш кубқа жылу тұйық бумен беріледі.



17- сурет. Ректификациялық колоннаның материалдық балансын құру үшін:
1 – колонна, 2 – куб, 3 – дефлегматор.

Құрамында төмен температурада қайнайтын құрастырушының x_F моль үлесі бар бастапқы қоспа F кмоль колоннаға беріледі. Колоннаның жоғарғы жағынан конденсацияланғаннан соң флегма мен дистиллятты құрайтын G кмоль бу шығарылады. Алынған дистиллят мөлшері P кмоль, құрамы төмен температурада қайнайтын құрастырушының x_P моль үлесі. Бірінші шарт бойынша колоннаға сұйықтандыруға Φ кмоль мөлшерінде флегма қайта беріледі, ал оның құрамы дистиллят құрамымен бірдей ($x_\Phi = x_P$). Колоннаның астынан W кмоль, құрамы ТҚ-ның x_W моль үлесі, қалдық шығарылады. Колоннаның материалдық балансы мынадай болады:

$$F - \Phi = C - W$$

$G - P + \Phi$ болғандықтан

$$F = P + W$$

ТҚ бойынша материалдық баланс сәйкесті:

$$F \cdot x_F = P \cdot x_P + W \cdot x_W.$$

12.2 Жұмыс сызықтарын теңдеуі.

Колоннаның нығайту бөлігінде 1 кмоль дистиллятты алу үшін көтерілетін бу мөлшері $G = R + 1$, ал төмен қарай ағатын сұйық мөлшері $L = R$ болады. Бұл мәндерді мына теңдеуге $Gd = L(-dx)$ қоятын болсақ, онда

$$(R+1)dy = R (-dx).$$

G – көтерілетін бу мөлшері,

L – төмен қарай ағатын сұйық мөлшері.

Колоннаның кезкелген көлденең қимасы мен ең жоғары қимасы арасындағы будың концентрациясы y тен y_p -ға, ал сұйықтың концентрациясы x_p -дан x -қа өзгереді.

Жоғарыдағы екінші шарт бойынша $y_p = x_p$ мәнін қоямыз және теңдеуді y

арқылы шешеміз: $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{X_p}{R+1}$ немесе $Y = Ax + B$

ректификациялық колоннаның нығайту бөлігінің жұмыс сызығының теңдеуі.

Мұндағы $\frac{R}{R+1} = \operatorname{tg} \alpha = A$ жұмыс сызығының абсцисса осіне көлбеу бұрышы;

ал $\frac{x_p}{B+1} = B$ - жұмыс сызығының диаграммада ордината осіне кесіндісі.

Колоннаның тауысу бөлігіндегі 1 кмоль дистиллят алу үшін көтерілетін бу мөлшері $G = R + 1$, ал төмен қарай ағатын сұйық мөлшері $L = R + F$ болады. Бұл мәндерді мына теңдеуге $Gd = L(-dx)$ қоятын болсақ, онда

$$(R+1)dy = R + F (-dx).$$

Колоннаның кезкелген көлденең қимасы мен ең төменгі қимасы арасындағы будың концентрациясы y_w -дан y -ке, ал сұйықтың концентрациясы x -тан x_w -ға өзгереді.

Үшінші шарт бойынша $Y_w = X_w$ мәнін қойып, теңдеуді y арқылы шешеміз:

$$y = \frac{R + \Gamma}{R + 1} + \frac{1 - \Gamma}{R + 1} X_w$$

немесе

$$Y = A'x + B'$$

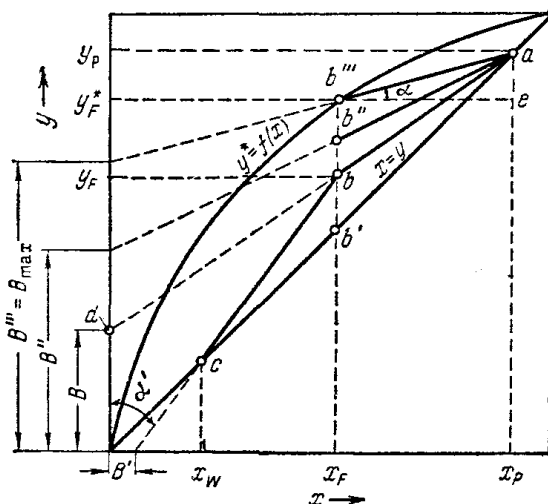
ректификациялық колоннаның нығайту бөлігінің жұмыс сызығының теңдеуі.

12.3 Жұмыс сызықтарын y - x диаграммада салу

Жұмыс сызықтарын y - x диаграммада салу үшін төмендегі шамалар берілген болуы керек: X_F ; X_w ; X_p ; G_F .

Флегма саны белгілі деп есептейміз. Y - x диаграммада тепе-теңдік $y^* = f(x)$ сызығын және диагональ жүргіземіз. Диагональдың теңдеуі $y = x$ кезкелген нүктеде будың құрамы сұйық құрамына тең.

Абсцисса осіне X_F ; X_w ; X_p мәндерін саламыз. $y = x_p$ тең мәні жоғары бөліктің жұмыс сызығы диагональдағы А нүктесінен өтеді. Ордината осінен $B = y_p / (R+1)$ тең кесіндіні өлшеп саламыз, ол d – нүктесі және оны a нүктесімен қосамыз. $Y = X_w$ мәні бойынша төменгі бөліктің жұмыс сызығы диагональдағы c нүктеден өтеді.



18- сурет. Ректификациялық колоннаның жұмыс сызықтарын $y - x$ диаграммада құру.

12.4 Флегма санының ең аз және нақты мәндері.

Дистилляттың берілген құрамында жоғарғы бөліктің жұмыс сызығының ординатадан кесіп өтетін кесіндісінің мәні тек флегма санына байланысты,

$$\text{себебі } B = \frac{x_p}{R+1}.$$

Егер R азайса, онда в нүкте вертикаль бойынша жоғары қарай жылжиды және жоғарғы бөліктің жұмыс сызығы sv'' , sv''' түзу сызықтарымен өрнектеледі. Жұмыс сызығының в нүктесі жоғары көтерілген сайын қозғаушы күштің мәні азаяды да, v''' нүктеде нольге тең болады. R -дің мәнін одан әрі қарай азайтқанда в нүкте тепе-теңдік сызығынан жоғары орналасады да қозғаушы күштің мәні теріс болады. Сонымен av''' жұмыс сызығы флегма санының ең аз мәні R_{\min} және B кесіндінің ең үлкен мәні не B_{\max} сәйкес келеді

R -дің мәнін көбейткенде B кесінді азаяды, яғни в нүкте төмен қарай вертикаль жылжиды. Бұл кезде $B = \frac{x_p}{R+1}$ теңдеуінен $R = \infty$ болады, яғни флегма саны

шексіз көп болады.

Егер $R = \infty$ болса, онда $R = G_\phi / G_p$ теңдеуінен дистиллят алынбайды. Колоннадан шыққан бу конденсацияланып, қайтадан колоннаға беріледі.

Колоннаның жұмыс істейтін нақты флегма саны R_{\min} мен $R = \infty$ арасында болады. Нақты флегма санын анықтау үшін R_{\min} мәні белгілі болуы керек. Ол үшін v''' нүктеден $v'''e$ горизонталь сызығын жүргіземіз. а $v'''e$ тікбұрыштың α бұрышының тангенсі:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{ae}{be}$$

мұндағы $ae' = y_p - y_F^* = xp - y_F^*$;

$$b''e = xp - x_F^*;$$

$$\operatorname{tg} \alpha = (xp - y_F^*) / (xp - x_F^*) \quad (\text{A})$$

$$\operatorname{tg} \alpha = A = R_{\min} / R_{\min} + 1 \quad (\text{B})$$

бұл екі теңдеуді теңестіріп $R_{\min} = (xp - y_F^*) / (xp - x_F^*)$ теңдеу аламыз. Нақты флегма санының R_{\min} қатынасын флегманың артықша коэффициенті деп атаймыз.

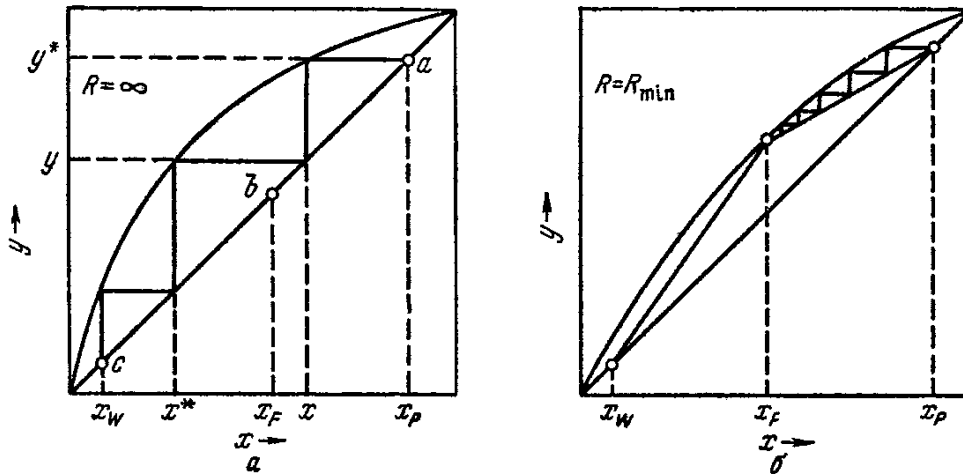
Нақты флегма санын таңдау - өте қиын және күрделі есеп. Себебі, флегма санымен аппарат өлшемдері және жылу тасымалдағыштар шығындары анықталады. Осы есептеу күрделілігіне байланысты нақты флегма санын шамамен анықтайды.

$$\beta_R = \frac{R_g}{R_{\min}}$$

β_R -ның ұсынылған мәндері шамамен 1,04-1,5 аралығында болады.

12.5 Аппараттың биіктігінің және жылу тасымалдағыштың мөлшерінің флегма санына байланысы.

Бұл байланысты табу үшін екі шекті $R=R_{\min}$ және $R=\infty$ жағдайды қарастырамыз. $R=\infty$ болғанда жұмыс сызықтары диагональ бойымен қоса өтеді және процестің қозғаушы күші $\Delta y = y^* - y$ және $\Delta x = x - x^*$ ең үлкен, ал теориялық сатылар саны ең аз болады. Сонымен $R=\infty$ болғанда колоннаның жұмыс биіктігі ең аз болады. Ал бұл кезде аппарат сұйықты ең көп мөлшерде буландыруы керек..



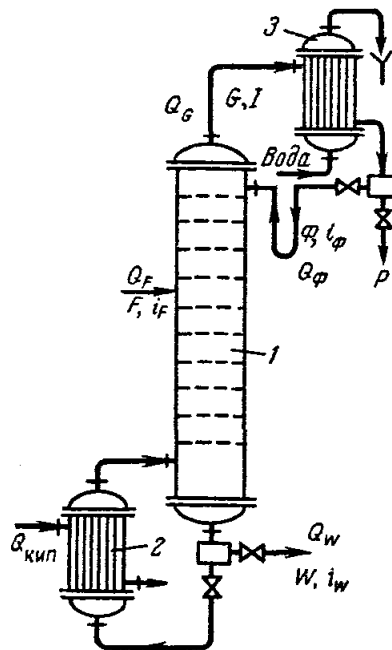
19- сурет. Флегма саны мен ректификациялық колоннаның жұмыс биіктігі арасындағы байланысты анықтау үшін

а: - $R = \infty$ кезде;

б: - R_{\min} кезде.

R_{\min} болғанда жұмыс сызығының тепе-теңдік сызықпен қиылысқан нүктесінде қозғаушы күш нольге тең болады да, сатылар саны ең қозғаушы күш нольге тең болады да, сатылар саны ең көп болады. Сонымен, бұл кезде колоннаның биіктігі шексіз үлкен, ал ысытатын бу шығыны ең аз болады, себебі $G = P(R+1)$ тең болады.

Сонымен флегма саны өскен сайын колоннаның биіктігі үлкейіп, ысыту шығыны азаяды



20- сурет. Үздіксіз әрекетті ректификациялық колоннаның жылу балансын құрастыру үшін; 1 - колонна, 2 - қайнатқыш, 3 - дефлегматор.

12.6 Ректификациялық колоннаның жылу балансы.

Кіретін жылу:

Қайнатқыштағы жылу тасымалдағышпен $Q_{\text{қай}}$
 Бастапқы қоспамен $Q_F = F \cdot i_F$
 Флегмамен $Q_\phi = \Phi \cdot i_\phi$

Шығатын жылу:

Колоннадан дефлегматорға баратын булармен $Q_G = G \cdot I$
 Қалдықпен $Q_w = W \cdot i_w$
 Қоршаған ортаға жылу шығыны $Q_{ш}$

Мұндағы: I, i_f, i_a, i_w және - колоннадан шығатын будың, бастапқы қоспаың, флегманың және кубтық қалдықтың энтальпиялары.
 Сонымен, жылу баланс теңдеуін былай жазамыз:

$$Q_{\text{қай}} - Q_F + Q_\phi = Q_G - Q_w - Q_{ш}$$

Егер, Q -лардын орнына мәндерін қойып және $F = P-W, G=P(R-1)$ екенін ескеріп, аламыз:

$$Q_{\text{қай}} = (P+W)i_F + P \cdot R \cdot i_\phi = P(R+1)I + W \cdot i_w + Q_{ш}$$

теңдеуден $Q_{\text{қай}}$ қатынасты шешіп, қайнатқыштағы жылу шығынын табамыз:

$$Q_{\text{қай}} = P(I - i_F) + PR(I - i_\phi) + W(i_w - i_F) + Q_{ш}$$

Флегма дефлегматордан колоннаға қайнау температурасында беріледі. Сондықтан колоннадан шыққан бу энтальпиясы $I = i_\phi + r_\phi$ мұнда r_ϕ флегманың булану жылуы. Қоршаған ортаға шығындалған жылу шамасын $Q_{ш} = (0,02 \cdot 0,05)Q_{\text{қай}}$, етіп қабылдауға болады.

Осы мәндердін (3.21а) теңдеуге қойып, төмендегіден табамыз.

$$Q_{\text{қай}} = \frac{P(1 - i_F) + PRr_\phi + W(i_w - i_F)}{1 - a_w} \quad (3.22)$$

мұнда $a_w = 0,02-0,05$.

12.7 Көп құрастырушылы қоспаларды ректификациялау.

Көп құрастырушылы қоспаларды бір колоннада ажырату мүмкін емес. Сондықтан көбінесе көп құрастырушылы қоспаларды ажыратуда колонналардың саны құрастырушылардың санынан біреуі аз болуы керек.

Егер бинарлы қоспа үшін айдаудың жалпы қысымы және дистилляттағы құрастырушылар бірінің мольдік үлесі белгілі болса, онда, фазалар ережесіне сәйкес, осы шарттармен дистилляттың құрамы және оның конденсациялану температурасы анықтала алынады. Көп компонентті n құрастырушыдан құралған қоспаларды ажыратуда, аталған екі көрсеткіш берілген кезде, белгісіз болып $n-2$ еркіндік дәрежесі қалады. Сондықтан дистилляттағы қалған құрастырушылар құрамын тек таңдау арқылы табуға болады.

Мәселен қоспа үш А, В және С құрастырушылардан тұрады деп есептейік, олардың салыстырма ұшқыштықтары бірінші жағдайда А және В құрастырушылардың ұшқыштығы С құрастырушыға қарағанда көп делік,

Екінші жағдайда А құрастырушы В және С құрастырушыларға қарағанда ұшқыш.

Бірінші жағдайда бірінші колоннадан ұшқыштығы төмен С құрастырушы қалдық ретінде ажыратылады. А және В құрастырушылар дефлегматорда конденсацияланғаннан кейін екінші колоннаға беріледі және онда А құрастырушы дистиллятқа, ал В құрастырушы кубтық қалдық болып ажыратылады.

Екінші жағдай бойынша бірінші колоннадан ұшқыштық дәрежесі көп А құрастырушы дистиллят болып ажыратылып, қалған В және С құрастырушыларының қоспасы екінші колоннаға насос жәрдемімен беріледі. Бұл колоннада ұшқыштық дәрежесі көп В құрастырушы дистиллят болып, ал ұшқыштығы аздау С құрастырушы қалдық болып бөлінеді.

12.8 Ректификациялық аппараттардың түрлері.

Ректификациялық колонналар екі түрі қолданылады:

1. табақшалы,
2. насадкалы және қабықшалы.

Мұндай аппараттар ішкі құрылымы жағынан абсорберлерге ұқсас, бірақ абсорберлерге қарағанда ректификациялық аппараттар жылу алмастырғыштармен жабдықталған және қоршаған ортаға жылу шығыны аз болуы үшін жылу оқшаулағыштармен қапталған.

Қайнатқыш немесе куб колоннаның төменгі жағындағы сұйықтың бір бөлігін қайнатып буға айналдыру үшін және сол буды колоннаның астыңғы жағына беру үшін арналған. Оның жылу беті колоннаның төменгі жағына орнатылған қаптама-құбырлы жылу алмастырғыштан жасалған болады. Жөндеу жұмыстарын жүргізгенде оңай болу үшін қайнатқышты колоннадан тыс орнатқан тиімді.

12.9 Абсорберлер мен ректификациялық аппараттарды есептеу

Абсорберлерді есептегенде мынадай шамалар белгілі болуы керек:

- аппаратқа кіретін және одан шығатын газ қоспасындағы сіңірілетін газдың концентрациясы;

- газ қоспасының мөлшері;

- аппаратқа берілетін және одан шығатын сұйықтағы сіңірілетін газдың концентрациясы.

Газ қоспасының немесе сұйықтың құрамы бойынша материалдық баланстан сұйық немесе газ қоспасының мөлшері анықталады.

Ал ректификациялық аппараттарды есептегенде бастапқы қоспадағы, дистилляттағы, кубтық қалдықтағы төмен температурада қайнайтын құрастырушылардың концентрациясы және бастапқы қоспаның мөлшері белгілі болуы қажет. Материалдық баланс бойынша алынатын дистиллят пен кубтық қалдықтың мөлшері анықталады. Флегманың нақты саны бойынша аппараттың ішіндегі бу және сұйық ағындарының мөлшерін анықтауға болады.

12.10 Насадкалы аппараттарды есептеу

Насадкалы аппараттың гидравликалық кедергісін анықтау үшін алдымен құрғақ насадканың кедергісін анықтайды:

$$\Delta P_{\text{кур}} = \lambda \frac{H}{d_{\text{э}}} \cdot \frac{\varpi^2 \cdot \rho}{2}$$

Мұндағы, H – насадка биіктігі

$$d_{\text{э}} = \frac{4E}{a} \quad - \text{насадканың эквивалентті диаметрі}$$

E – насадканың бос көлемі

A – насадканың меншікті беті

$$\varpi = \frac{\varpi_0}{E} \quad - \text{насадка қабатындағы газдың, будың нақты жылдамдығы}$$

ω_0 - газдың жалған жылдамдығы, яғни аппараттың көлденең қимасындағы газдың жылдамдығы,

λ – кедергі коэффициенті.

Кедергі коэффициентінің мәні насадканың түріне байланысты эмперикалық теңдеулермен анықталады.

Ретсіз орналасқан сақиналы насадкалар үшін газдың, будың қозғалысының ламинарлық режимінде $Re_{\tau/\delta y} < 40$, кедергі коэффициентінің мәні мынаған тең

$$\text{болады: } \lambda = \frac{40}{Re_{\tau/\delta y}};$$

Ал газдың, будың қозғалысының турбулентті режимінде $Re_{\tau/\delta y} > 40$, кедергі

$$\text{коэффициентінің мәні мынаған тең болады: } \lambda = \frac{16}{Re_{\tau/\delta y}^{0,2}}.$$

Сұйықталған насадканың гидравликалық кедергісін мынадай теңдеумен есептеуге болады:

$$\Delta P_{\text{сұйық}} = 10^{\text{вн}} \Delta P_{\text{кұрғақ}}$$

и – сұйықтану тығыздығы
 в – тәжірибелік коэффициент.

Насадканың меншікті сұйықтану бетінің оның меншікті бетіне қатынасы насадканың сұйықтану коэффициенті деп аталады:

$$\psi = \frac{a_{\text{сұйық}}}{a}$$

Насадкалы аппараттардың диаметрін мана теңдеумен есептейміз:

$$D = \sqrt{\frac{4Vc}{\Pi \sigma_0}}$$

Анықталған аппараттың диаметріне насадканың мүмкін болғанша толық сұйықтану шартына сәйкес түзету енгізу керек. Ол үшін сұйықтану тығыздығын мына теңдеумен анықтаймыз:

$$И = \frac{L}{0.785D^2};$$

Аппараттың биіктігі насадканың қажетті көлеміне негізделеді де, насадканың көлемін мына формуламен анықтаймыз:

$$V_{\text{насадка}} = H \cdot S = \frac{F}{a\psi}$$

Бұл теңдеуден аппараттың биіктігі мынаған тең:

$$H = \frac{V_{\text{насадка}}}{S} = \frac{M}{S \cdot a \cdot \psi \cdot K_y \cdot \Delta y_{op}}$$

Тәртіпсіз орналасқан насадкалар үшін масса өту коэффициенттерін есептегенде газды фазадағы масса беру коэффициентін мына формуламен наықтауға болады:

$$Nu_{\text{д(г)}} = 0,407 \cdot Re^{0,655} \cdot Pr^{1/3}_{\text{д}},$$

ал тәртіпті орналасқан насадкалар үшін теңдеуді былай жазамыз:

$$Nu_{\text{д(г)}} = 0,167 \cdot Re^{0,47} \cdot (Pr_{\text{д}})^{1/3} \cdot (l/d\text{э})^{0,47},$$

Газды фаза үшін тасымалдау бірлігінің биіктігін мына формуламен анықтауға болады:

$$h_{\text{г}} = 0,615 d\text{э} \cdot Re^{0,345} \cdot (Pr_{\text{д}})^{1/3}.$$

Табақша бетіндегі сұйық қабатына кіргенде сұйықтың беттік керілу күшін жеңіуге жұмсалған қысым айырмасы мынаған тең:

$$\Delta P = \frac{4\sigma}{d_э}$$

Мұндағы σ – сұйықтың беттік керілуі.

Табақша бетіндегі гады-сұйықты қабаттың гидравликалық кедергісі мынаған тең болады:

$$\Delta P = h_0 \rho_c g = \rho_{г.с} h_{г.с} g$$

Мұндағы, h_0 , $h_{г.с}$ - табақшадағы сұйық қабатының және газды-сұйық қабатының биіктігі,

ρ_c , $\rho_{г.с}$ - табақшадағы сұйық қабатының және газды-сұйық қабатының тығыздығы.

12.11 Табақшалы аппараттарды есептеу

Табақшаның гидравликалық кедергісі үш кедергінің қосындысына тең:

$$\Delta P = \Delta P_{к.т.} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{г.с.}$$

мұндағы,

$\Delta P_{к.т.}$ – құрғақ табақшаның кедергісі,

ΔP_{σ} – сұйықтың беттік керілу күшінің салдарынан болатын кедергі,

$\Delta P_{г.с.}$ – табақша бетіндегі газды-сұйықты қабаттың кедергісі.

$$\Delta P_{к.т.} = \xi \frac{\varpi^2 \cdot \rho_2}{2};$$

Мұндағы: ξ – кедергі коэффициенті.

Табақша тесігіндегі газдың жылдамдығы мына теңдеумен анықталады:

$$\varpi_2 = \frac{\varpi}{Fe};$$

Fe – табақшаның еркін қимасының ауданы.

Фазалардың жанасу беті төмендегі теңдеумен есептеледі:

$$a = \frac{\sigma E}{d_{op}}$$

Мұндағы: E – барботажды қабаттың газбен толтырылуы,

d_{op} – көпіршікті ортаның бетті-көлемдік диаметрі.

Аппараттың биіктігін анықтау үшін табақшалардың нақты санын тауып алу керек. Табақшалардың санын олардың жалпы бетін бір табақша бетіне бөлу арқылы табамыз:

$$n = \frac{F}{Sm}.$$

Табақшаның нақты санын тапқаннан кейін аппараттың бийіктігін төмендегі теңдеумен есептейді:

$$H = (n-1)h_T + h_{ж} + h_{төм.}$$

Мұндағы, $H = (n-1)h_T$ - аппараттың табақша бөлігінің биіктігі;

h_T - табақшалар арасындағы қашықтық;

$h_{ж}$ - жоғарғы табақшадағы аппараттың қақпағына дейінгі қашықтық;

$h_{төм.}$ – төменгі табақшадағы аппараттың түбіне дейінгі қашықтық.

13. ЭКСТРАКЦИЯ

Сұйық немесе қатты заттардың қоспасынан бір немесе бірнеше заттарды таңдап ерітетін еріткіштер (экстрагенттер) жәрдемімен айырып алу процесін экстракция деп атайды.

Экстракциялық процестердің екі түрі болады:

1. сұйық-сұйық жүйелеріндегі (сұйық фазалы) экстракция,
2. қатты дене – сұйық жүйелеріндегі (қатты фазалы) экстракция.

Экстракция процесінде қоспалардан қымбат бағалы заттарды айырып алуда, сұйықтарды тазалауда және қатты денелерден заттарды ажыратуда немесе оларды тазартуда кеңінен қолданылады.

Сұйық фазалы экстракция мұнай-химия өндірісінің салаларында органикалық синтез өнімдерін және сирек элементтерді таза күйінде алуда, ағынды суларды тазалауда және т.б. қолданылады.

Көптеген жағдайда экстракция процесі ректификация процесінен бұрын өткізіледі. Бұл кезде қоспаларды ректификациямен ажыратуға жұмсалатын жылу мөлшерін көп азайтады.

Экстрагентті регенерациялауда ректификация орнына кейде су буымен жай айдау, буландыру, екінші рет экстракциялау тәсілдерін қолданады.

Қайнау температуралары бір-біріне жақын (сұйық көмірсутектері, мысалы бутилен мен бутадиең), қайнау температуралары өте жоғары, салыстырмалы ұшқыштығы аз құрастырушылардан құралған және концентрациясы өте төмен қоспаларды экстракциямен ажырату ректификацияға қарағанда тиімді. Мысалы, сірке қышқылының судағы өте аз концентрациялы ерітіндісін этилацетатпен экстракциялауда қайнау температуралар айырмасы көп болса да, олардың салыстырмалы ұшқыштығы аз.

Сұйық фазалы экстракцияда ерітінді (қоспа) мен экстрагенттің жанасу нәтижесінде екі өнім: экстракт және рафинат алынады. Экстракт – ажыратылған заттың экстрагенттегі ерітіндісі, ал рафинат – қалдық ерітінді. Рафинаттың құрамында аз мөлшерде экстрагент болады. Экстракт және рафинат бір-бірінен тұндыру, центрифугалау немесе басқа тәсілдермен ажыратылады.

Экстракцияның төмендегі әдістері қолданылады:

1. ажыратылатын екі құрастырушылардан құралған жүйелерді бір еріткішпен экстракциялау,
2. көп сатылы экстракциялау,
3. көп сатылы қарама-қарсы ағынды бір немесе екі еріткішпен экстракциялау.

Соңғы әдіс арқылы экстракциялау процесі өндірісте кеңінен қолданылады, бірақ экстракциялаудың барлық әдістерінде еріткіштер регенерацияланып қайта пайдалануға болады.

Ажыратылатын екі құрастырушылардан құралған жүйелерді бір еріткішпен экстракциялау процесі мерзімді және үздіксіз өтуі мүмкін. Үздіксіз әрекетті қондырғыда экстракт ректификациялық колоннада ажыратылатын құрастырушы мен экстрагентке бөлінеді де, экстрагент қайтадан араластырғышқа беріледі.

Көп сатылы экстракция бірнеше сатыдан тұрады, әр саты арқылы бастапқы ерітінді екінші сатыдан бастап, алдыңғы сатыда алынған рафинат келесі сатыға бастапқы ерітінді ретінде беріліп отырады.

Көп сатылы қарама-қарсы ағынды бір немесе екі еріткішпен экстракциялау процесінде ең соңғы сатыда ажыратылған құрастырушы рафинатпен экстрагент араласып, ал бірінші сатыда бастапқы ерітінді экстрагентпен араласады. Осылаша қондырғының екі шеткі сатыларындағы қозғаушы күш теңеседі.

13.1 Экстракторлардың түрлері.

Экстракторлар екі түлі болады:

1. араластырушы тұндырғыш,
2. колонналы экстракторлар.

Араластырушы тұндырғыш экстракторлардың құрылымы араластырғыш және тұндырғыш құрылғылардан тұрады. Көптеген химия өндірістерінде фазаларды араластыру және тұндыру бір аппаратта жүргізген тиімді, сондықтан мұндай процестерде араластырушы тұндырғышы бар экстракторларды қолданады.

Колонналы экстракторлар шашыратпалы, насадкалы және табақшалы болып келеді. Мұндай колонналарға сырттан қосымша энергия берілмейді, яғни бұлардың тиімділігі төмен болады. Абсорбция және ректификация процестерінің фазалар тығыздықтарының айырмасы екі сұйықтың тығыздық айырмасына қарағанда көп, яғни масса алмасу қарқындылығы аз. Ағындардың өзіндік энергиясы фазалар арасындағы тартылу күшін жеңуге жетпейді, сондықтан колонналы экстракторларға сырттан қосымша энергия беріледі.

Шашыратпалы экстракторлардың төменгі жағынан шашыратқыш арқылы жеңіл фаза төменнен жоғары қарай ауыр фаза арасынан өтеді. Ауыр фазаның ағу деңгейін өзгерту арқылы фазалардың ажыралу бетін өзгертуге болады. Мұндай экстракторлардың өнімділігі өте жоғары.

Насадкалы экстракторлар құрылымы қарапайым. Торға ретсіз орналасқан дисперсті фаза тамшыларын ұсақтап, оларды қайтадан ірілендіріп, оны қайта бөлшектейді. Бұл колонналарда тұтас фаза насадканы жақсы сұйықтандыру

керек, әтпесе тамшылар қабықшаларға қосылып кетеді де, жанасу беті азаяды. Насадкалы экстракторлардың өнімділігі шашыратпалы экстракторларға қарағанда аздау, себебі колоннаның кейбір бөлігін насадка жайлап алады.

Тор тесікті табақшалы экстракторларда дисперсті фаза табақша тесігінен өткенде көп рет тамшыларға майдаланады. Егер ауыр сұйық дисперсті болса, онда табақшаның үстінгі жағынан, ал егер жеңіл сұйық дисперсті болса, онда табақша астында тамшылар қабаты пайда болады. Сұйық тарелкадан астынғы тарелкаға ағып түсуі үшін арнайы түтіктер орнатылады.

Ортадан тепкіш экстракторлар фазалардың тығыздықтар айырмасы аз болғанда дисперсті фаза тамшыларының жылдамдығын арттыру, араласу және ажырату қарқындылығын көбейту үшін қолданылады.

Сұйық жүйелердегі қатты заттарды экстракциялау процесі химия өнеркәсіптерінде кеңінен қолданылады. Бұл кезде қатты дененің сұйық жүйедегі фазалардың өзара бағытына байланысты бір бағытты, қарама-қарсы бағытты және айқасқан бағытты болып бөлінеді. Жұмыс істеуді ұйымдастыруына байланысты мерзімді және үздіксіз әрекетті болады, ал аппарат корпусына байланысты колонналы және камералы болып бөлінеді. Экстракторлар тасымалдау құрылғысына байланысты шнекті, қалақты, ленталы, роторлы болып бөлінеді.

Шнекті экстракторда қатты материалмен сұйықтың бағыты қарама-қарсы бағытты болады. Сонымен қатар шнекті және ленталы экстракторлар үздіксіз жұмыс жасайды және де химия өндірісінде көп қолданылады.

14. АДСОРБЦИЯ

Газ қоспаларынан газды (буды) немесе ерітіндіден еріген затты кеуекті қатты заттармен (адсорбентпен) сіңіру процесі адсорбция деп аталады. Адсорбция процесі сұрыпталушы және қайтымдылығымен ерекшеленеді. Әрбір сіңіргіш қатты зат белгілі бір заттарды сіңіріп, ал қалғандарын сіңірілмейтін (немесе өте аз мөлшерде сіңіреді) қасиетке ие болуы оның сұрыптаушылығын анықтайды.

Сіңірілген зат барлық уақытта десорбция процесі арқылы сіңіргіштен ажыратып алыну қасиеті оның қайтымдылығын анықтайды.

Адсорбция процесі өндірісте газдарды құрғатуда және тазалауда, ерітінділерді тазалауда және мөлдірлендіруде, булы немесе газды қоспаларды ажыратуда (мысалы, ауадағы ұшқыш еріткіштерді немесе газдарды) және т.б. кеңінен қолданылады.

Адсорбция процесі химия өндірісінде аммиакты тазалауда, табиғи газды құрғатуда, синтетикалық каучук өндірісінде мономерлерді тазалауда және ажыратуда, коксті газдан ароматты көмірсутектерін бөліп алуда және т.б. мақсаттарда пайдаланады.

Адсорбция екі түрлі болады:

1. Физикалық;
2. Химиялық (хемосорбция).

Физикалық адсорбция адсорбат және адсорбент молекулаларының арасындағы Ван-Дер-Ваальс күші әсерінен өзара тартылуы нәтижесінде өтеді де, химиялық әрекеттеспейді.

Химиялық адсорбцияда сіңірілетін зат молекулалары мен сіңіргіштің беттік молекулалары арасында химиялық байланыс болады.

Булар сіңірілгенде адсорбент кеуектері будың конденсатымен (сұйықпен) толтырылады.

Адсорбент ретінде заттың массасының бірлігінде үлкен меншікті бетке ие болатын кеукті қатты заттар пайдаланылады. Адсорбеттердің кеуектерінің диаметрі бойынша үш түрлі болады:

1. макро кеуектер ($d > 2 \cdot 10^{-4}$ мм)
2. өтпелі кеуктер ($d = 6 \cdot 10^{-6} \div 2 \cdot 10^{-4}$ мм)
3. микрокеуектер ($d < 6 \cdot 10^{-6}$ мм)

Адсорбция процесінің кеуектер өлшемдерімен анықталады.

Макрокеуектердің меншікті беті аз, сондықтан олардың қабырғасына өте аз зат сіңіріледі. Олар сіңірілетін молекулалар үшін тасымалдау канал ролін атқарады.

Өтпелі кеуектердің өлшемдері сіңірілетін молекулалар өлшемдерінен үлкен болады және адсорбция процесінде сіңірілген заттың қабаттары пайда болады. Қабаттың қалыңдығы бір молекулаға (моно молекулалық адсорбция) немесе бірнеше молекулаға (полимолекулалық адсорбция) тең болуы мүмкін.

Микрокеуектердің өлшемдері сіңірілетін заттың молекуласына жақын болады және адсорбцияда олардың көлемі толтырылады. Осының салдарынан микрокеуектердің бетінде сіңірілген заттың қабаты болады деген болжамның физикалық мәні болмайды.

Адсорбенттер олардың масса немесе көлем бірлігіндегі адсорбтивтің концентрациясымен анықталатын сіңіргіштік қабілетімен сипатталады.

Сіңіргіштік қасиеті температураға, қысымға және сіңірілетін заттың концентрациясына байланысты.

Адсорбеттер статикалық және динамикалық сіңіргіштікпен сипатталады. Біраз уақыт өткеннен кейін адсорбент сіңірілетін затты толығымен сіңіре алмайды. Сондықтан адсорбент қабатынан сіңірілетін заттың өтуі байқала бастайды. Сол сәттен бастап сіңірілетін заттың аппараттан шығатын газды қоспадағы концентрациясы тепе-теңдік орнағанға дейін көбейеді.

Адсорбция басталғаннан сіңірілетін заттың өтуіне дейінгі уақытаралығында адсорбеттің масса немесе көлем бірлігімен сіңірілген заттың мөлшері оның динамикалық сіңіргіштігін анықтайды. Ал адсорбция басталғаннан тепе-теңдік орнағанға дейін уақыт аралығында адсорбеттің масса немесе көлем бірлігімен сіңірілген заттың мөлшері, оның статикалық сіңіргіштігін анықтайды.

Динамикалық сіңіргіштік барлық уақытта статикалық сіңіргіштен аз болады, сондықтан адсорбент мөлшері динамикалық сіңіргіштік бойынша анықталады.

Өндірісте сіңіргіштер ретінде, ең басты түрде, активтелген көмірлер, силикагельдер, цеолиттер пайдаланылады.

Активтелген көмірлерді әртүрлі көміртекті заттарды (ағаш, көмір, сүйектер және т.б.) құрғақ айдау жолымен алады. Соңынан активтеу арқылы кеуектілігін көбейтеді.

Силикагельдер - кремний және алюминий қышқылдар гельдерін сусыздандырудың өнімдері. Олар натрий силикаты ерітінділерін минералды қышқылдармен өңдеу арқылы алынады.

Цеолиттер – табиғи, ал соңғы уақытта кең таралған синтетикалық алюмосиликаттар. Цеолиттер кеуектерінің өлшемінің біркелкілігімен ерекшеленеді, сондықтан сіңіргіштік қабілеті жоғары.

14.1 Адсорбциядағы тепе-теңдік

Тепе-теңдік орнағанда адсорбенттің масса немесе көлем бірлігімен сіңірілген заттың мөлшері температураға және сіңірілетін заттың газды қоспадағы немесе ерітіндідегі концентрациясына байланысты болады:

$$X^* = f(Y, T)$$

Немесе тұрақты температурада:

$$X^* = f(Y)$$

Мұндағы, X^* - адсорбтивтің газды немесе сұйық фазадағы концентрациясына тепе-теңдіктегі адсорбтивтің адсорбенттегі салыстырмалы концентрациясы; Y – газды немесе сұйық фазадағы адсорбтивтің салыстырмалы концентрациясы.

Сіңірілетін заттың концентрациясын U оның газды қоспадағы парциалдық қысымымен ауыстыруға болады:

$$X^* = f(P)$$

Соңғы екі теңдеуді адсорбциядағы тепе-теңдік сызығының теңдеулері немесе изотермалары деп атайды.

Изотермалардың түрлері мынадай факторларға байланысты:

1. адсорбенттің меншікті бетіне,
2. кеуектер көлеміне,
3. кеуектердің өлшеміне,
4. сіңірілетін заттың қасиетіне,
5. процестің температурасына.

14.2 Адсорберлердің түрлері

Адсорбция процестерін өткізуге арналған адсорберлердің төмендегі түрлері болады:

1. адсорбент қабаты қозғалмайтын,
2. адсорбент қабаты қозғалмалы,

3. адсорбент қабаты жалған сұйылған.

Адсорбент қабаты қозғалмайтын адсорберлердің құрылымы қарапайым және мерзімді әрекетті жұмыс істейді, және процесс төрт сатыдан тұрады:

1. адсорбция,

2. десорбция – адсорбентті су буымен регенерациялау,

3. адсорбентті құрғақ ауамен құрғату,

Адсорбентті суық ауамен суыту. Олар цилиндр пішінді болады да, тік немесе горизонталь орналасады. Адсорбентті регенерациялағанда қоршаған ортаға таралатын жылу мөлшерін азайту үшін адсорберлердің сыртқы қабаты жылу оқшаулағышпен қапталады.

Үздіксіз әрекетті жұмыс істейтін адсорбциялық аппараттар кемінде екі аппараттан құралуы тиіс: біреуінде адсорбция, ал екіншісінде – десорбция процесі өтеді.

Адсорбент қабаты қозғалмалы адсорберлер ішіне суытқыш, ысытқыш және таратқыш табақша орнатылған колоннадан құралады. Аппаратқа берілген адсорбент жоғарыдан төмен қарай қозғалады және де жылдамдығы төменде орнатылған шығарғыш қақпа арқылы реттеледі. Десорбцияда адсорбенттен бөлінген газ немесе бу өткір бумен бірге аппараттан шығарылады. Таратқыш табақша адсорбция және секцияларындағы булы-газды ағындарының араласпауын қамтамасыз етеді.

Адсорбент қабаты жалған сұйылған адсорберлер бір сатылы және көп сатылы болады. Бір сатылы адсорберлер ішіне шаңұстағыш және газ таратқыш тор орнатылған цилиндр пішінді корпустан тұрады. Адсорбент аппараттың жоғары жағынан беріліп, төменгі жағынан шығарылады. Көп сатылы жалған сұйылу қабатындағы адсорберлердегі колонна ішіне құйылғы құбыры бар газ таратқыш торлар орнатылады. Құйылғы құбыр газ ағынына қақпа ролін атқарады, яғни газ тек тор тесіктерінен өтіп, адсорбентті жалған сұйылдырады. Газды қоспа төменгі келте құбырмен беріліп, жоғарыдан шығарылады.

Адсорбент аппараттың жоғары жағынан беріліп, сатыдан сатыға төмен қарай құйылғы құбырмен қозғалады да ең төменгі сатыдан шығарғыш қақпа арқылы шығарылады.

Көп сатылы адсорбер бір сатылыға қарағанда процесті қарама-қарсы ағынды тәсілмен өткізуге және қозғаушы күшті тиімді пайдалануға мүмкіндік береді.

Адсорбциялық аппараттар мерзімді және үздіксіз әрекетті жұмыс істейді.

15. КЕПТІРУ

Материалдардан ылғалды буланлдыру тәсілімен шығару процесі кептіру деп аталады. Кептіруде материалдарға жылу беріледі және оның нәтижесінде ылғал буланады. Кептіру процесі химия өндірісінде өнімнің сапасын арттыруда (мысалы, минералды тыңайтқыштардың нығыздалуын азайту үшін, бояулардың ерігіштігін көбейту үшін және т.б.), тасымалдауын арзандатуда, өнімді

сақтайтын аппараттардың коррозиясын азайтуда және т.б. жағдайларда кеңінен қолданылады.

Кептірілген материалдар қатты (кесекті, түйіршекті), паста тәрізді немесе сұйық (ерітінділер, суспензиялар) күйде болуы мүмкін. Кептіру процесі күрделі диффузиялық процесс, оның жылдамдығы ылғалдың кептірілетін материал ішінен қоршаған ортаға өтетін диффузия жылдамдығымен анықталады. Кептіруде ылғал және жылу материалдың ішінен сыртқы бетіне, сосын оның бетінен қоршаған ортаға алмасады. Сондықтан, кептіру процесі бір-бірімен тығыз байланыстағы жылу және масса алмасу процестерін қамтиды. Кептірілген материалға жылудың беру тәсіліне байланысты кептірудің төмендегі түрлері болады:

1. Конвективті кептіру – кептірілетін материалмен кептіргіш агенттердің (ысытылған ауа, оттық газдар және т.б.) тікелей жанасуы арқылы;
2. Контактты кептіру – жылу тасымалдағыштан кептірілетін материалға жылу қабырға арқылы беріледі;
3. Радиациялық кептіру – инфрақызыл сәулелердің жылуы арқылы;
4. Диэлектрикті кептіру – жоғары жиілікті электр тоғының жылуы арқылы;
5. Сублимациялық кептіру – терең вакуумда тоңазыту күйінде кептіру.

Соңғы үш тәсіл өндірісте кем кездеседі және оларды кептірудің арнаулы тәсілдері деп атайды.

Кептірілетін материалдар әр тәсілде де ылғал газбен (көбінесе ауамен) тікелей жанасады. Конвективті кептіруде ылғал газдың ролі зор. Сондықтан, кептіру процесін есептеуде ылғал газдың қасиеттерін білу қажет.

15.1 Ылғал ауаның негізгі қасиеттері.

Конвективті кептіруде кептіргіш агент материалға жылу береді және өзімен бірге буланған ылғалды алып кетеді. Сондықтан кептіру процестерін қарастырғанда және оларды есептеуде ылғал ауаның қасиеттерін білу қажет. Ылғал газ құрғақ газ бен су буы қоспасынан тұрады. Сондықтан мынандай негізгі көрсеткіштермен сипатталады:

1. абсолюттік ылғалдылық,
2. салыстырмалы ылғалдық,
3. ылғал мөлшері
4. энталпиямен (жылу сыйымдылығымен).

Абсолюттік ылғалдық 1 м^3 ылғал ауадағы су буының мөлшерімен (кг) анықталады. Есептер шығару барысында ылғал ауа идеалды газдардың заңына бағынады. Сондықтан абсолюттік ылғалдық 1 м^3 будың массасына немесе су буының тығыздығына тең болады.

Салыстырмалы ылғалдық деп, немесе ауаның қанығу дәрежесі φ деп, берілген шарттағы (t, p) 1 м^3 ылғал ауадағы су буының массасының $\rho_{\text{бу}}$ осы көлемде мүмкіндігінше көп бола алатын су буының массасына $\rho_{\text{қан}}$ (қаныққан бу тығыздығы) қатынасын айтамыз:

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{бу}}}{\rho_{\text{қан}}}$$

Идеалды газ күйінің теңдеуіне сәйкес:

$$\rho_{\text{бу}} = \frac{p_{\text{бу}}^* M_{\text{бу}}}{RT};$$

$$\rho_{\text{қан}} = \frac{p_{\text{қан}}^* M_{\text{қан}}}{RT}$$

мұнда $M_{\text{бу}}$ - су буының мольдік массасы, $p_{\text{қан}}$ - қаныққан су буының қысымы; T - абсолюттік температура; R - универсалдық газ тұрақтысы $\rho_{\text{бу}}$ мен $\rho_{\text{қан}}$ мәндерін (6.1) өрнегіне қойып, аламыз:

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{бу}}}{\rho_{\text{қан}}}$$

Ылғалдық мөлшер дегеніміз ауадағы бар және 1 кг абсолюттік құрғақ ауаға келетін су буының мөлшері.

$$X = 0,622 \frac{\varphi^* \rho_{\text{бу}}}{P - \varphi^* p_{\text{қан}}}$$

мұнда P – ылғал ауаның жалпы қысымы.

Энтальпия I берліген температурадағы t ($^{\circ}\text{C}$) құрғақ ауаның энтальпиясы және бу суының энтальпиясының қосындысымен анықталады:

$$I = C_{\text{кан}} * t + x * i_{\text{бу}}$$

мұнда $C_{\text{кан}}$ – абсолюттік құрғақ ауаның орташа меншікті жылу сыйымдылығы, $i_{\text{бу}}$ – су буының энтальпиясы.

$C_{\text{кан}}$ және $i_{\text{бу}}$ мәндерін теңдеуіне қойып, табамыз (Дж/кг құрғақ ауаның):

$$I = (1000 + 1,97 \cdot 10^3 x) t + 2493 \cdot 10^3 x$$

Ылғал ауаның қасиеттерін техникалық есептеуге жеткілікті дәлдікпен Л.К.Рамзинмен құрастырылған $I - x$ диаграмма жәрдемімен анықтауға болады. Диаграммада:

- 1) тұрақты температуралар сызықтары, немесе изотермалар ($t = \text{const}$);
 - 2) тұрақты салыстырмалы ылғалдықтар сызықтары ($\phi = \text{const}$);
 - 3) тұрақты ылғал мөлшері сызықтары ($x = \text{const}$);
 - 4) тұрақты энтальпиялар сызықтары ($I = \text{const}$ – абсцисса осіне параллель түзулер, яғни горизонтқа 135° бұрышта орналасқан);
 - 5) су буының $p_{\text{бу}}$, ылғал ауадағы парциалды қысымдар сызықтары көрсетілген.
- Кептіру процесінде ауа ысытылады, сұйытылады, ылғалданады және әртүрлі параметрлі ауалар бір-бірімен араласады. Егер ылғалдың материал бетінен булануы үшін жылу тек қоршаған ауамен берілсе, онда кептіру процесі адиабаталық жағдайда өтеді. Ылғал термометрдің температурасын психрометр деп аталатын құралмен өлшейді. Бұл құрғақ және ылғал термометрлерден құралған.

15.2 Кептірудегі тепе-теңдік.

Ылғал ауамен материал жанасқанда мынадай екі процесс өтуі мүмкін:

1. кептірілген материалдағы су буының парциалдық қысымы оның ауадағы парциалдық қысымынан үлкен $p_M > p_{\text{бу}}$,

2. $p_M < p_{\text{бу}}$ болғанда материалдың ылғалды сіңіру процесі жүреді.

Егер $p_M = p_{\text{бу}}$ шартына сәйкес болса, бұл жағдайда ылғалдың булану және сіңірілу процесі тепе-теңдікке жетеді де, кептіру процесі тоқтайды.

Материалмен ылғалдың байланысының сипаты бойынша ылғал төмендегідей түрлерге бөлінеді:

– беттік қатты материал бетінде және ірі бөлшектер кеуектерінде орналасқан ылғал;

– капиллярлық – капиллярлар құрайтын ұсақ кеуектердегі ылғал;

– адсорбциялы - химиялық адсорбция немесе химиялық әрекеттесу әсерінен қатты материалмен байланысты ылғал.

Химиялық байланыстағы ылғал материалмен берік байланысады. Ылғалдың мұндай түрін материалды жоғары температураға дейін ысыту немесе химиялық реакция арқылы шығару мүмкін емес.

Кептіру кезінде физикалық-химиялық және физикалық*механикалық байланыстағы ылғал шығарылады. Механикалық байланыстағы ылғал кептіру кезінде жеңіл шығарылады. Физикалық-химиялық байланыстағы ылғал адсорбциялық және осмотикалық болады. Адсорбциялық ылғал материал кеуектерінде және оның бетінде берік байланысады. Осмотикалық ылғал материал клеткаларының ішінде осмотикалық күштермен байланысады. Адсорбциялық ылғалды шығару үшін осмотикалыққа қарағанда көп энергия шығындалады. Сондықтан ылғалдың бұл түрін кептіру процесінде шығару қиындау келеді.

15.3 Кептірудің материалдық балансы.

Кептірілетін материалдардың мөлшері бойынша материалдық баланс конвективті, контактты және басқа түрлерінде бірдей болады.

Кептіруге берілетін ылғал материал мөлшерін G_1 кг/сағ, кептірілген материалдың мөлшерін G_2 кг/сағ, материалдың бастапқы және соңғы ылғалдығын (салм.%) c_1 , және c_2 , ал шығарылған ылғал мөлшерін W кг/сағ деп белгілейміз.

Кептіруге берілген материалдың жалпы мөлшері бойынша материалдық баланс теңдеуін былай жазуымызға болады:

$$G_1 = G_2 + W \text{ немесе } W = G_1 - G_2$$

Құрғақ материалдың мөлшері бойынша материалдық баланс теңдеуі былай жазылады:

$$G_1(100 - c_1) = G_2(100 - c_2)$$

немесе

$$G_2 = G_1 \frac{100 - c_1}{100 - c_2}$$

екі теңдікті салыстырып, табамыз:

$$W = G_1 \frac{c_1 - c_2}{100 - c_2}$$

Конвективті кептіргішгерді есептегенде, кептірілген материал бойынша баланстан бөлек ылғал бойынша да баланс жасалады. Кептіруге берілетін абсолютті құрғақ ауа мөлшерін L кг/кг, ал оның 1 кг абсолютті құрғақ ауаға кг ылғалмен өрнектелген абсолютті ылғалдығын \bar{X}_1 және \bar{X}_2 арқылы белгілейміз.

Олай болса, материалдық баланс:

$$W + L\bar{X}_1 = L\bar{X}_2 \quad ,$$

Бұдан құрғақ ауа шығыны
$$L = \frac{W}{\bar{X}_2 - \bar{X}_1}$$

Ауаның меншікті шығыны деген түсінік кіргізіп, табамыз:

$$C = \frac{L}{W} = \frac{1}{\bar{X}_2 - \bar{X}_1} .$$

15.4 Кептірудің жылу балансы.

Конвективті кептіргіштердің жылу баланс теңдеуін құру үшін жоғарыда қабылданған белгілерге қоса төмендегі жаңа белгілерді қабылдаймыз:

c_c - ылғал материалдың құрғақ бөлігінің жылу сыйымдылығы, ккал/кг град;

c_m - тасымал құрылғылар жылу сыйымдылығы; ккал/кг град;

θ - бастапқы, материалдың температурасы, °C;

θ_k - кептірілген материалдың температурасы, °C;

$t_{m.б}$ - тасымал құрылғылардың кептіргіш камераға кірердегі температурасы, °C;

$t_{m.с}$ - тасымал құрылғылардың кептіргіш камерадан шығардағы температурасы, °C;

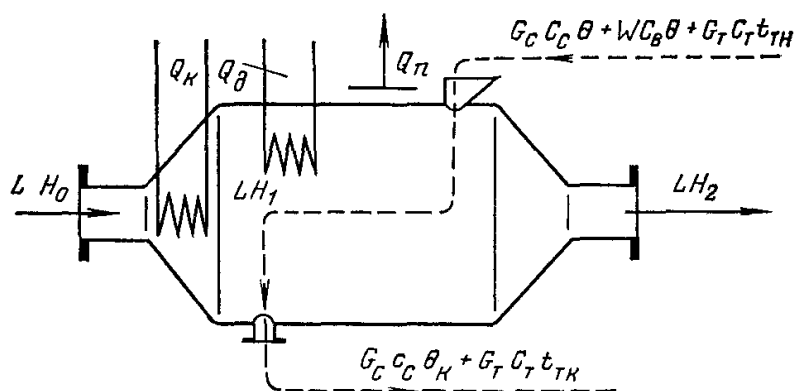
I_0 - кептіргіш камераға кірердегі ауаның энтальпиясы, ккал/кг;

I_1 - калориферде қыздырғаннан кейін ауаның энтальпиясы, ккал/кг,

I_2 - кептіргіш камерадан шығардағы ауаның энтальпиясы, ккал/кг,

$Q_{ш}$ - қоршаған ортаға жылу шығындары, ккал/сағ.

Кептіруге $(G_c + W)$ кг/сағ мөлшерде ылғал материал беріледі делік. Онымен бірге кептіріш камераға материалдарды тасымалдайтын құрылғылар (ленталы тасымалдағыш, вагонетка және т.б.) орнатылуы мүмкін. G_T кг/сағ. Бұлардан басқа кептіргішке L кг/сағ абсолютті құрғақ ауа беріледі. Ауаны қыздыру үшін оған алдымен калориферде, сосын кептіргіш камерадан мөлшері Q_K және Q_D ккал/сағ жылулар беріледі (сур. 21).



21- сурет. Ауа кептіргішінің жылу балансын құрастыру үшін. Кіретін жылулар:

Ауамен	LI_0
Ылғал материалмен:	
Кептірілген материалмен	$G_2 c_m \Theta_1$
Материалмен буланған ылғалмен.....	$W c_m \Theta_1$
Тасымалдағыш құрылғымен.....	$G_2 c_m t_{т.б}$
Ысытқышқа.....	Q_k
Кептіргіш ішіндегі қосымша ысытқышқа	$Q_{қос.}$

Шығатын жылулар:

Кептіргіштен ауамен шығатын.....	LI_2
Кептірілген материалмен.....	$G_2 c_m \Theta_2$
Тасымалдағыш материалмен.....	$G_2 c_m t_{т.с.}$
Қоршаған ортаға жылу шығыны.....	$Q_{ш}$

Кептіру процесснің жылу балансын төмендегі теңдікпен өрнектеуге болады:

$$LI_0 + Q_k + Q_0 + G_c c_c \theta + W\theta + G_{т.с.} c_{т.с.} t_{т.с.} = LI_2 + G_c c_c \theta_k + G_{т.с.} c_{т.с.} t_{т.с.} + Q_{ш}$$

Бұл теңдіктен кептіруге шығындалған жалпы жылу мөлшерін анықтаймыз:

$$Q = Q_k + Q_d = L(I_2 - I_0) + G_c c_c (\theta_k - \theta) + G_{т.с.} c_{т.с.} (t_{т.с.} - t_{т.б}) - W\theta + Q_{ш}$$

Тендеудің екі жағында W -ға бөліп, меншікті жылу мөлшерінің өрнегін аламыз:

$$q = q_k + q_d = I(I_2 - I_0) + q_m + q_t + q_{ш} - \theta$$

Негізгі ысытқыштағы меншікті жылу мөлшерін мынадай түрде өрнектеуге болады:

$$q_k = I(I_1 - I_0)$$

Бұл мәнді тендеуіне қойып, төмендегіні табамыз:

$$I(I_1 - I_0) + q_d = I(I_2 - I_0) + q_m + q_t + q_{ш} - \theta$$

немесе

$$I(I_2 - I_0) = (q_d + \theta) - (q_m + q_t + q_{ш})$$

тендеуінің оң жағын былай белгілейміз:

$$(q_d + \theta) - (q_m + q_t + q_{ш}) = \Delta$$

сонда тендеуін мына түрге келтіреміз:

$$I(I_2 - I_0) = \Delta$$

Осы теңдеуді ескеріп, аламыз:

$$\frac{I_2 - I_1}{X_2 - X_1} = \Delta$$

немесе

$$I_2 - I_1 = \Delta(\bar{X}_2 - \bar{X}_1)$$

Δ – кептіргіш камерасының ішкі балансы деп аталады да, тікелей кептіргіш камерасындағы кіретін және шығатын жылулар айырмасын өрнектейді.

15.5 Кептіргіштердің түрлері

Кептірілетін материалдардың қасиеттеріне және олардың кептіру шарттарына байланысты өндірісте кептіргіштердің көптеген түрлері қолданылады.

Жұмыс істеу әрекетіне байланысты кептіргіштер мерзімді және үздіксіз әрекетті болып бөлінеді.

Жылу беру тәсіліне байланысты үш түрге бөлінеді:

1. Контактты,
2. Конвективті,
3. Арнаулы кептіргіштер.

Кептіргіш агентке байланысты – ауалы, газды және булы; кептіргіштері қысым шамасына байланысты – атмосфералық және вакуумды;

Кептіргіш агент және материал ағындарының өзара бағытына байланысты – бір бағытты ағынды, қарама-қарсы ағынды, айкасқан ағынды; материалдың күйіне байланысты – қозғалмайтын, қозғалатын және жалған сұйылу қабатты болып бөлінеді.

16. КРИСТАЛДАНУ

Ерітінділер және балқымалардан қатты фазаның кристалл күйінде бөлініп шығу процесі кристалдану деп аталады. Химия өндірісінде кристалдану процесі тұздар және таза қатты заттар өндіруде қолданылады.

Ерітінділердегі кристалдану процесі қатты заттың шектеулі ерігіштігіне негізделген. Аса қаныққан ерітінділерден еріген заттың артықша мөлшері кристалданып бөлінгенде ерітінді қаныққан болады. Бұл ерітіндіні қалдық ерітінді деп атайды. Қалдық ерітіндіні кристалдан центрифугалау және т.б. тәсілдермен ажыратады.

Қаныққан ерітіндінің концентрациясы температураға еріген зат пен еріткіштің қасиеттеріне байланысты болады.

Көптеген қатты заттардың ерігіштігі температура көбейген сайын артады, ал кейбір заттардың ерігіштігі азаяды.

Кристалдану процесі екі сатыдан құралады: кристалдану орталықтарының пайда болуы және кристалдың өсуі. Кристалдану центрлері аса қаныққан ерітінділерде өздігінен пайда болуы мүмкін. Бұл кезде екі процесте (центрдің пайда болуы және өсуі) бірдей өтеді. Егер центрлердің пайда болу жылдамдығы

оның өсу жылдамдығынан көп болса, онда көптеген майда кристалдар пайда болады. Егер өсу жылдамдығы центрлер пайда болу жылдамдығынан көп болса ірі кристалдар пайда болады. Кристалдану процесінің жылдамдығы ерітіндінің аса қанығу дәрежесіне, араластыру қарқындылығына және т.б. байланысты болады.

Кристалдардың қасиетіне төмендегі факторлар әсер етеді: кристалдар пішіні, оның өлшемі мен фракциялық құрамы және алынатын кристалдың тазалығы.

Кристалдар пішіні кристалданатын заттың табиғатымен анықталады және ерітіндідегі қоспаларға байланысты болады. Мысалы, таза су ерітіндісінен хлорлы калий куб пішінді, ал ерітіндіде мочеви́на болса – октаэдрлі куб пішінді кристалданады.

Кристалдың өлшемі олардың өсу жылдамдығына байланысты.

Температура және ерітінді концентрациясының шегін азайтқанда майда кристалдар азаяды да, кристалдардың фракциялық құрамын өзгертеді. Майда кристалдардың сыртқы беті үлкен болғандықтан, оларда қалдық ерітінді көп қалып қояды, яғни кристалдардың тазалығы азаяды. Өте таза кристалдар алу үшін оларды қайтадан кристалдандырады. Олардағы қалған ерітінді жуу және кептіру арқылы шығарады.

Кристалдаудың төмендегі тәсілдері жиі қолданылады:

1. Еріткіштің бір бөлігін шығару арқылы кристалдау,
2. Ерітіндіні суыту арқылы кристалдау.

Еріткіштің бір бөлігін шығару арқылы кристалдау тәсілінде еріткіштің бір бөлігі буландыру аппаратында буланады да, ерітінді аса қанығып, осы аппаратта кристалданады. Жылу мөлшерін азайту мақсатында процесті көп корпусы қондырғыда өткізеді.

Аса қаныққан ерітінді суыту арқылы кристалдандырылады. Суыту үшін су, ауа қолданылады. Ауамен суытқанда процесс жай жүреді, бірақ кристалдар ірі және біркелкі болады.

17. МЕМБРАНАЛЫ АЖЫРАТУ

Қоспаларды жартылай өткізетін мембраналар жәрдемімен ажырату процесі мембраналы ажырату деп аталады. Бұл процесс төмендегі жағдайларда кеңінен қолданылады: химия және мұнайөңдеу өндірісінде көмірсутектерін және азеотропты қоспаларды ажыратуда, ерітінділерді қоюландыруда, ерітінділерден жоғары молекулалық қосылыстарды бөліп алуда немесе олардан тазартуда және т.б.; биология мен медицинада – биологиялық активті заттарды, вакцин, фермент және т.б. бөліп алуда; тамақ өнеркәсібінде – жеміс-жидек шырындарын, сүт және сүт өнімдерінің концентрациясын жоғарылатуда кеңінен қолданылады.

Ажыратылатын қоспа аппаратта жартылай өткізгішті мембранамен тікелей жанасады. Мембрананың ерекше қасиетінің салдарынан одан өткен сүзінді

қоспаның бір құрастырушысымен байытылып шығады. Мембранадан өтпей қалған қоспаның құрастырушысы аппараттан концентрат күйінде шығады. Мембраналы процестер екі негізгі параметрмен сипатталады: Өткізгіштік және селективтік.

Өткізгіштік деп мембрана бетінің бірлігінен өткен сүзінді мөлшерін айтады және ол мембраналы ажырату процесінің жылдамдығын анықтайды.

Процестің селективтігі ажырату факторымен сипатталады.

$$\alpha_{ав} = (Y_a/Y_b) / (X_a/X_b)$$

X_a , X_b - а және в құрастырушылардың бастапқы қоспадағы мольдік концентрациялары,

Y_a , Y_b - а және в құрастырушылардың сүзіндідегі мольдік концентрациялары.

Мембраналы ажырату тәсілдеріне төмендегілер жатады: кері осмос, ультрасүзу, мембрана арқылы булану, диализ, электродиализ, газды диффузиялы ажырату.

Кері осмос тәсілінде ерітінділер қысым астында ерігішті ғана өткізіп, еріген заттың молекулаларын немесе иондарын толық ұстап қалатын жартылай өткізгіш жәрдемімен сүзіледі. Тепе-теңдіктегі қысым $\Pi_1 = \rho \cdot g \cdot H$ - Осмостық қысым деп аталады.

Егер ерітінді жағынан осмостық қысымнан үлкен қысым берсе, онда еріткіштің мембрана арқылы кері қарай өтуін бақылауға болады, яғни кері осмос болады.

Идеалды жартылай өткізгіш үшін кері осмос процесінің қозғаушы күшін былай жазуға болады:

$$\Delta P = P - \Pi_1$$

P – бастапқы ерітінді бетіндегі жұмыс қысымы,

Π_1 - ерітіндінің осмостық қысымы.

Әдетте, іс жүзінде мембраналардың өткізгіштігі идеалды болмайды да, ерітілген заттың кейбір юөлігі өтіп кетеді. Сондықтан қозғаушы күштің мәні өзгереді:

$$\Delta P = P - (\Pi_1 - \Pi_2) = P - \Delta \Pi$$

Π_2 – мембранадан өткен сүзіндінің осмостық қысымы.

Ерітінділердің осмостық қысымы жоғары, ал кері осмос аппаратындағы жұмыс қысымы осмостық қысымнан да жоғары болуы керек, себебі олардың өнімділігі қозғаушы күштің ΔP мәніне байланысты.

Кері осмос тәсілімен ажыратыда фазалық өзгерістер болмайды, сондықтан процесті өткізуге жұмсалатын энергия мөлшері аз болады. Кері осмостың ең

маңызды артықшылығы: аппараттың қарапайымдылығы, процесті қоршаған ортаның температурасында өткізуге болатындығы.

Ультрасүзу – негізінен төмегі молекулалық қосылыстарды өткізетін селективті жартылай өткізгіштер пайдаланып, сұйықтағы жоғары молекулалық қосылыстар және төмегі молекулалық қосылыстарды ажырату тәсілі.

Мембрананың екі жағындағы қысымдар айырмасы процестің қозғаушы күші болып табылады да, оның мәні $0,3 \div 1,0$ МПа аралығында болады.

Ультрасүзуді кері осмосқа қарағанда, ерітілген заттың молекулалық массасы еріткіштің молекулалық массасынан көп есе жоғары болған бірфазалы жүйелерді ажыратуда қолданады.

Ультрасүзудің және кері осмостың аппараттары қондырғылары бірдей болады. Олардағы жартылай өткізгіштің материалдары бірдей, ал кернеулерінің өлшемі әртүрлі болады.

Мембрана арқылы булану процесінде ажыратылатын сұйық қоспа мембрананың бір жағымен жанасып, ал өтетін құрастырушы оның екінші жағынан бу күйінде вакууммен немесе инертті газ ағынымен шығарылады.

Диализ. Кіші молекулаларды немесе ионды өткізіп, ал макромолекулаларды және коллоидты бөлшектерді ұстап қалатын жартылай өткізгіш мембраналар жәрдемімен жоғары молекулалық заттардың молекулалары немесе иондарының өздігінен ажырату процесі.

Электродиализ. Ерітінділерді электролиттерден тазалау процесін электр тоғындағы диализ арқылы оншақты есе тездетуге болады. Бұл процесте ерітіндідегі тұрақты электр өрісі әсерінен ажыратылатын электролиттің оң және теріс иондары ионалмасу мембраналарына сәйкес электролиттерден өту арқылы ажыратылады.

Газдарды диффузиялы ажырату. Газдарды жартылай өткізгіш мембраналар арқылы ажырату процесі полимерлі мембраналардағы газдардың диффузия коэффициенттерінің айырмашылығына негізделген және бүглі процесс молекулалық диффузия заңына бағынады.

16.1 Мембраналардың түрлері.

Жартылай өткізгішті мембраналар екі түрлі болады:

1. кеуекті
2. кеуекті емес.

Мембраналар әртүрлі материалдардан жасалынады:

1. полимерлі қабықшалар – полиэтиленді, полипропиленді, целлофанды, фторпласты және т.б.
2. металл фольгалары – платина қоспалары, палладий, күміс, молибден және т.б.
3. кеуекті шынылар ионалмасу мембраналары.

Өндірісте полимерлі мембраналар кеңінен қолданылады.

Кеуекті полимерлі мембраналар екі қабаттан құралады: жоғары активті қабатының қалыңдығы $0,25 \div 0,5$ МКМ болады да, бұл қабатта ажырату процесі

өтеді; төменгі қабатының қалыңдығы $100 \div 200$ мкм болады да, мембрананың механикалық беріктігі қамтамасыз етіледі.

Ядролы мембраналардың кеуектерінің пішіні дөңгелек болады. Кеукті полимерлі және металды мембраналарды кері осмос және ультрасүзу процестерінде қолданады. мембрана арқылы булануда кеукті емес полимерлі мембраналар қолданылады. Олардан еріткіш және еріген заттар молекулалық диффузия арқылы өтеді, сондықтан мұндай мембраналарды диффузионды деп атайды. Мембрананы ажыратуда қысымға, гидродинамикалық шарттарға, аппарат құрылымына, ерітінділердің табиғатына, олардың концентрациясына және температураға байланысты болады.

Ерітінділердің концентрациясының көбеюі еріткіштің осмостық қысымын және ерітіндінің тұтқырлығын көбейтеді, яғни мембрананың селективтігі мен өткізгіштігі азаяды.

Ерітілген заттардың табиғаты мембрананың селективтігіне әсер етеді. Молекулалық массалары бірдей болғанда бейорганикалық заттар органикалық заттарға карағанда жақсы ұсталады. Қысым көбейген сайын мембрананың өнімділігі артады. Бірақ өте жоғары қысымда мембраналар нығыздалады да, өткізгіштігі азаяды.

Температура көбейген сайын ерітіндінің тұтқырлығы азаяды да мембрананың өткізгіштігі артады.

Химия өндірісінде мембраналарды орналастыру тәсіліне қарай төрт түрлі болады:

1. сүзу элементтері жазық параллельді;
2. сүзу элементтері құбырлы;
3. сүзу элементтері спиральді;
4. мембраналары қуыс талшықты.

Бұл көрсетілген аппараттардың барлығы да мерзімді және үздіксіз әрекетті жұмыс істейді.

Сүзу элементтері жазық параллельді аппараттар аз өнімді қондырғыларда қолданылады. Бір бірінен 0,5 мм қашықтықта орналасқан кеукті жазық пластиналардың екі жағынан да мембраналар орналастырылады. Пластиналар арасынан ерітінді өтеді. Ерітінділер барлық камерадан өтеді де, концентрат күйінде аппараттан шығады. Бұл аппараттардың басқа аппараттарға карағанда артықшылықтары мынада: аппараттың құрылымы қарапайым, мембраналарды ауыстыруоңай, ерітіндінің жылдамдығы үлкен.

Сүзгі элементтері құбырлы аппараттар ішкі бетіне жартылай өткізгіш мембрана орнатылған керамикадан, металлокерамикадан, пластмассадан жасалған кеукті құбырдан құрылады. Құбыр ішіне насос жәрдемімен ажыратылатын ерітінді қысыммен беріледі де, сол жерден қоюланған ерітінді аппараттан шығарылады. Концентраттың шығатын жеріне турбина орнатылады. Турбина жәрдемімен қысым азаяды да, энергияның бір бөлігі қайтарылады. Бұл аппараттардың басқа аппараттарға карағанда артықшылықтары мынада: құрылымы қарапайым, материал сыйымдылығы аз. Кемшіліктері: мембраналарды ауыстыру күрделі.

Сүзу элементтері спиральді мембраналардың нығыздалуы жоғары. Арасында дренажды қабаты бар сүзінді шығаратын құбырға спираль тәрізді мембрана орнатылады және тор сеператор оралады. Ажыратылатын ерітінді мембрана арасындағы тор сеператорға қысыммен беріліп, қарама-қарсы жағынан концентрат күйінде шығарылады.

Бұл аппараттардың басқа аппараттарға қарағанда артықшылықтары мынада: мембраналардың меншікті нығыздалуы өте жоғары; спиральді сүзу элементтерін жинау механикаландырылған; өнімділігі жоғары. Кемшіліктері: мембраналарды ауыстыру күрделі.

Мембраналары қуыс талшықты аппараттар мембраналардың нығыздалуының өте жоғарылығынан кері осмос және ультрасүзу процестерінде кеңінен қолданылады. Қуыс талшықты мембраналардың қабырға қалыңдығы 10-50 мкм, ал диаметрлері 45÷200 мкм болады. Бұл аппараттардың басқа аппараттарға қарағанда артықшылықтары мынада: аппарат ықшам және өнімділігі жоғары.

**ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯНЫҢ НЕГІЗГІ ПРОЦЕСТЕРІ ЖӘНЕ
АППАРАТТАРЫ
ПӘНІ БОЙЫНША ТЕСТ СҰРАҚТАРЫ**

1. Гидромеханикалық процестің қозғаушы күші ... болып табылады.
А) температуралар айырмасы;
В) қысымдар айырмасы;
С) концентрациялар айырмасы;
D) көлем айырмасы;
E) көлем мен концентрациялар айырмасы.

2. Жылу алмасу процесінің қозғаушы күші ... болып табылады
А) температуралар айырмасы;
В) қысымдар айырмасы;
С) концентрациялар айырмасы;
D) көлем айырмасы;
E) көлем мен концентрациялар айырмасы.

3. Масса алмасу процесінің қозғаушы күші ... болып табылады
А) температуралар айырмасы;
В) қысымдар айырмасы;
С) концентрациялар айырмасы;
D) көлем айырмасы;
E) көлем мен концентрациялар айырмасы.

4. Моделдеу принципінің қанша негізі бар?
А) 1;
В) 2;
С) 3;
D) 4;
E) 5.

5. Процесс өткізу барысындағы оптималдық болу үшін қандай шаралар орындалу керек?
А) температура;
В) қысым;
С) дәрежесі бойынша;
D) шыққан шығым;
E) температура; қысым; шыққан шығым және дәрежесі бойынша.

6. Қуаттың өлшем бірлігін көрсетіңіз
А) Дж, Вт, кгс·м;
В) Вт, Дж/см², бар, эрг/сек;
С) Вт, кгс·м/сек, эрг/сек;

- D) Вт, эрк/сек, квт·сек;
- E) н/м², Дж/сек, ккал/м².

7. Қысымның өлшем бірлігін көрсетіңіз:

- A) Н/м², кгс/м², бар, дин/см², мм. рт.ст., м. вод. ст.;
- B) Н·м, кгс/м², мм.рт.ст., м.вод.ст., Дж/сек;
- C) кгс·м, лош.сила, дин/см², мм.рт.ст.;
- D) Н/м², кгс·м, дин·м, Дж/сек;
- E) ккал/ч, Дж/сек, Н·м, мм. рт.ст., м. вод. ст.

8. “Идеалды” сұйық дегеніміз не?

- A) тұтқырлықсыз;
- B) қысымдылығы жоқ;
- C) температура өзгергенде тығыздық өзгермейді;
- D) молекулааралық;
- E) тұтқырлықсыз; температура өзгергенде тығыздық өзгермейді; молекулааралық және қысымдылығы жоқ сұйықтық.

9. Газдың тығыздығын анықтайтын формуланы көрсетіңіз;

- A) $\rho_r = \frac{p}{RT}$
- B) $\rho_r = \frac{p \cdot M}{RT}$
- C) $\rho_r = \frac{p \cdot V}{RT}$
- D) $\rho_r = \frac{p \cdot V}{R}$
- E) $\rho_r = \frac{p \cdot V}{T}$

10. Идеалды газдың формуласын көрсетіңіз:

- A) $PV = mRT$;
- B) $PV = MRT$;
- C) $PV = m/M \cdot RT$;
- D) $PV = RT$;
- E) $PV = m/M$.

11. Идеалды газдың 1 молі үшін қолданылатын формуланы көрсетіңіз:

- A) $PV = mRT$;
- B) $PV = MRT$;
- C) $PV = m/M \cdot RT$;
- D) $PV = RT$;
- E) $PV = m/M$.

12. Сұйықтық тығыздығын анықтайтын формуланы көрсетіңіз:

- A) $\rho_{ж} = \frac{m}{V}$
- B) $\rho_{ж} = \frac{G}{V}$
- C) $\rho_{ж} = m$
- D) $\rho_{ж} = \frac{G \cdot V}{RT}$
- E) $\rho_{ж} = \frac{G \cdot V}{T}$

13. Физикалық атмосфераның өлшем бірлігін көрсетіңіз

- A) 760 мм.рт.ст. = 10,33 м.вод.ст. = 1,033 кгс/см² = 10 330 кгс/м² = 101 300 Н/м²;
- B) 735, 6 мм.рт.ст. = 10,0 м.вод.ст. = 1,0 кгс/см² = 10 000 кгс/м² = 98 100 Н/м²;
- C) 760 мм.рт.ст. = 10,33 м.вод.ст. = 1,033 кгс/м² = 10 330 кгс/м² = 101 300 Н/м²;
- D) 760 мм.рт.ст. = 10,0 м.вод.ст. = 1,0 кгс/см² = 10 000 кгс/м² = 100 000 Н/м²;
- E) 760 мм.рт.ст. = 1,0 кгс/см² = 100000 Н/м².

14. Техникалық атмосфераның өлшем бірлігін көрсетіңіз:

- A) 760 мм.рт.ст. = 10,33 м.вод.ст. = 1,033 кгс/см² = 10 330 кгс/м² = 101 300 Н/м²;
- B) 735, 6 мм.рт.ст. = 10,0 м.вод.ст. = 1,0 кгс/см² = 10 000 кгс/м² = 98 100 Н/м²;
- C) 735,6 мм.рт.ст. = 10,33 м.вод.ст. = 1,0 кгс/см² = 10 000 кгс/м² = 98 100 Н/м²;
- D) 735,6 мм.рт.ст. = 10,00 м.вод.ст. = 1,033 кгс/см² = 10 000 кгс/м² = 98 100 Н/м²;
- E) 735,6 мм.рт.ст. = 10,0 м.вод.ст. = 1,0 кгс/см² = 10 330 кгс/м² = 98 100 Н/м².

15. $P_{изб}$ мен $P_{абс}$ арасындағы қатынасын көрсетіңіз:

- A) $P_{абс} = P_{изб} + P_{разр}$;
- B) $P_{абс} = P_{изб} - P_{разр}$;
- C) $P_{абс} = P_{атм} - P_{разр}$;
- D) $P_{абс} = P_{атм} + P_{разр}$;
- E) $P_{абс} = P_{изб} + P_{разр}$; $P_{абс} = P_{атм} - P_{разр}$;

16. Ньютонның ішкі үйкеліс күші формуласын көрсетіңіз:

- A) $\tau = \nu \cdot \frac{d\omega}{dr}$
- B) $\tau = \mu \cdot \frac{d\omega}{dr}$
- C) $\tau = -\mu \cdot \frac{d\omega}{d\tau}$
- D) $\tau = -\nu \cdot \frac{d\omega}{d\tau}$
- E) $\tau = \mu \cdot \frac{d\omega}{dt}$

17. Динамикалық тұтқырлықтың өлшем бірлігін көрсетіңіз:

- A) кгс·сек/м²; пуаз;
- B) кгс/м², пуаз;
- C) дн/см², н·сек/м²;
- D) н·сек/м²; дн·сек/см²;
- E) кгс·сек/м²; пуаз; дн/см², н·сек/м².

18. Гидростатиканың негізгі теңдеуін көрсетіңіз:

- A) $Z + \frac{P}{\rho g} = \text{const.}$
- B) $Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g}$
- C) $Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g}$
- D) $Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} < Z_2 + \frac{P_2}{\rho g}$
- E) $Z + \frac{P}{\rho g} = \text{const.}; Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g}; Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g}.$

19. Көрсетілген өлшемдердің қайсысы геометриялық напор деп аталады?

- A) $\frac{P - P_0}{\gamma} = Z_0 - Z = h_{\text{геом.}}$
- B) $Z_0 - Z = h_{\text{геом.}}$
- C) $\frac{P}{\gamma} = h_{\text{геом.}}$
- D) $\frac{\omega^2}{2g} = h_{\text{геом.}}$
- E) $\frac{P - P_0}{\gamma} = Z_0 - Z = h_{\text{геом.}}; Z_0 - Z = h_{\text{геом.}}; \frac{P}{\gamma} = h_{\text{геом.}}$

20. Сұйықтың Паскаль формуласымен өлшенетін потенциалдық энергия теңдеуін көрсетіңіз:

- A) $p + \rho g z = p_0 + \rho g z_0;$
- B) $p = p_0 + \rho g(z_0 \cdot z);$
- C) $p = p_0 + \gamma \Delta z;$
- D) $p = p_0 - \gamma \Delta z;$
- E) $p + \rho g z = p_0 + \rho g z_0; p = p_0 + \rho g(z_0 \cdot z); p = p_0 + \gamma \Delta z.$

21. Пьезометрлік қысымды көрсететін формуланы табыңыз:

A) $h_{\text{давл.}} = Z_0 - Z$

B) $h_{\text{давл.}} = \frac{p - p_0}{\gamma}$

C) $h_{\text{давл.}} = \frac{p}{\rho \cdot g}$

D) $h_{\text{давл.}} = \frac{p}{\gamma}$

E) $h_{\text{давл.}} = \frac{p}{\rho \cdot g}$; $h_{\text{давл.}} = \frac{p}{\gamma}$

22. Орташа жылдамдықты анықтайтын формуланы көрсетіңіз: ($Q = \text{м}^3 / \text{сек}$; $F = \text{м}^2$; $\tau = \text{сек}$)

A) $\omega = \frac{Q}{F} \tau$

B) $\omega = \frac{Q}{\tau}$

C) $\omega = \frac{Q}{\tau} F$

D) $\omega = \frac{Q}{F}$

E) $\omega = Q \cdot \tau$

23. Гидравликалық радиусты анықтайтын формуланы көрсетіңіз (F - жанасу бетінің ауданы, Π - сұйықтану периметрі):

A) $r_r = 2F / \Pi$;

B) $r_r = F / 2\Pi$;

C) $r_r = F / \Pi$;

D) $r_r = iF / 2\Pi$;

E) $r_r = F / 3\Pi$.

24. Эквиваленттік диаметр нешеге тең?

A) $d_3 = 4 r_r$;

B) $d_3 = 3 r_r$;

C) $d_3 = 2 r_r$;

D) $d_3 = 1,5 r_r$;

E) $d_3 = 2,5 r_r$.

25. Рейнольдс теңдеуін көрсетіңіз:

- A) $Re = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$
- B) $Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu}$
- C) $Re = \frac{\omega \cdot d}{\mu}$
- D) $Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}$
- E) $Re = \frac{\omega \cdot d}{\mu}; Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}$

26. Орнықты ламинарлы режим кезіндегі сұйықтың Рейнольдс санын көрсетіңіз:

- A) $Re > 1\,000$;
- B) $Re > 2\,320$;
- C) $Re = 2\,320 \div 10\,000$;
- D) $Re > 10\,000$;
- E) $Re > 20\,000$.

27. Орнықты турбуленттік режим кезіндегі сұйықтың Рейнольдс санын көрсетіңіз:

- A) $Re > 1\,000$;
- B) $Re > 2\,320$;
- C) $Re = 2\,320 \div 10\,000$;
- D) $Re = 10\,000 \div 20\,000$;
- E) $Re > 20\,000$.

28. Сұйықтың орнықты турбуленттік режим кезіндегі Рейнольдс санын көрсетіңіз:

- A) $Re > 1\,000$;
- B) $Re > 2\,320$;
- C) $Re = 2\,320 \div 10\,000$;
- D) $Re > 10\,000$;
- E) $Re = 1200$.

29. Егер максималды жылдамдық ($\omega_{\text{ср}}$) құбырдың осінде байқалса, ламинарлы режимдегі орташа жылдамдық мәнін тап.

- A) $\omega_{\text{ср}} = \omega_{\text{max}}$;
- B) $\omega_{\text{ср}} = 0,5 \omega_{\text{max}}$;
- C) $\omega_{\text{ср}} = 0,6 \omega_{\text{max}}$;
- D) $\omega_{\text{ср}} = 0,7 \omega_{\text{max}}$;
- E) $\omega_{\text{ср}} = 0,8 \omega_{\text{max}}$.

30. Рейнольдс саны көбейгенде $(\omega_{\text{ор}}/\omega_{\text{max}})$ қатынасы қалай өзгереді?

- A) өзгермейді;
- B) көбейеді және 1-ге ұмтылады ($\lim \rightarrow 1$);
- C) азаяды;
- D) алдымен көбейеді сосын азаяды;
- E) алдымен азаяды сосын көбейеді.

31. Ламинарлы режимдегі сұйықтың жылдамдығы неге тең?

- A) $\omega = 0,5 \omega_{\text{max}}$;
- B) $\omega = 0,6 \omega_{\text{max}}$;
- C) $\omega = 0,5 \omega_{\text{cp.}}$;
- D) $\omega = 0,8 \omega_{\text{cp.}}$;
- E) $\omega = 0$.

32. Ағынның үзіліссіздік (тұтастық) теңдеуін көрсетіңіз. ($Q - \text{м}^3/\text{сек}$, $\omega - \text{м}/\text{сек}$, $F - \text{м}^2$):

- A) $Q_1 = Q_2 = Q_3 = \dots$;
- B) $\omega_1 F_1 = \omega_2 F_2 = \omega_3 F_3 = \dots$;
- C) $Q_1 = \omega_1 F_1 = Q_2 = \omega_2 F_2 = Q_3 = \omega_3 F_3$;
- D) $Q_1 + Q_2 = Q_3$;
- E) $Q_1 = Q_3 - Q_2$.

33. Идеальды сұйық үшін қолданылатын Бернулли теңдеуін көрсетіңіз:

- A) $Z + \frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g} = \text{const.}$
- B) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} = \dots$;
- C) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} < Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} < \dots$;
- D) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} - (Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}) < 0$;
- E) $Z + \frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g} = \text{const.}; Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} = \dots$;

34. Бернулли теңдеуінің динамикалық тегеуірінін көрсетіңіз:

- A) Z
- B) $\frac{p}{\rho g}$
- C) $Z + \frac{p}{\rho g}$
- D) $Z + \frac{\omega^2}{2g}$
- E) $\frac{\omega^2}{2g}$.

35. Орнықты қозғалыстағы идеал сұйықтың потенциалдық энергиясы неге тең?

- A) Z
- B) $\frac{p}{\rho g}$
- C) $Z + \frac{p}{\rho g}$
- D) $Z + \frac{\omega^2}{2g}$
- E) $\frac{\omega^2}{2g}$

36. Орнықты қозғалыстағы идеал сұйықтың кинетикалық энергиясы ағынның кезкелген көлденең қимасындағы өзгерісін көрсетіңіз:

- A) Z
- B) $\frac{p}{\rho g}$
- C) $Z + \frac{p}{\rho g}$
- D) $Z + \frac{\omega^2}{2g}$
- E) $\frac{\omega^2}{2g}$

37. Нақты сұйық үшін қолданылатын Бернулли теңдеуін көрсетіңіз:

- A) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}$;
- B) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + h_{пот}$;
- C) $Z_1 + \frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g} = const$;
- D) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} - \left(Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} \right) < 0$;
- E) $Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = 0$.

38. Толық гидродинамикалық тегеуірінді есептейтін формуланы тап:

- A) $Z + \frac{p}{\rho g}$;
- B) $\frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g}$;
- C) $Z + \frac{\omega^2}{2g}$;
- D) $Z + \frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g}$;
- E) $\frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g} = 0$.

39. Гидродинамиканың қанша теоремасы бар?

- A) 1;
- B) 2;
- C) 3;
- D) 4;
- E) 5.

40. Ньютон критериясының формуласын көрсетіңіз:

- A) $Ne = \omega \cdot d / \nu$;
- B) $Ne = \omega \cdot d \cdot \rho / \nu$;
- C) $Ne = f \cdot \tau / m \cdot \omega$;
- D) $Ne = f / \rho \cdot \omega^2$;
- E) $Ne = \tau / m$.

Жауаптары

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
B	A	C	D	E	C	A	E	B	C

11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
D	A	A	B	E	C	E	E	E	E

21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
E	D	C	A	E	B	C	D	B	B
31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
E	C	E	E	C	E	B	D	C	C

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР

1. Ахбердиев Ә., Молдабеков Ш.М., Химиялық технологияның негізгі процестері және аппараттары, 1-ші бөлім. Алматы, 1993, 302 б.
2. Ахбердиев Ә.С. Химиялық технологияның негізгі процестері және аппараттар, 2-ші бөлім, Алматы, 1994, РБК, 183 б.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии, 9-е изд., М., Химия, 1973, 750 с.
4. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, Л., Химия, 1987, 576 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии (пособие по проектированию). Под.ред. Ю.И. Дытнерского, М., Химия, 1991, 496 с.
7. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии, под.ред. Романкова П.Г., 5-е изд., Л., Химия, 1979, 256 с.
8. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, 3-е изд. М., Химия, 1987, 540 с.
7. Гельприн Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1981, 812 с.
8. Коган В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии, Л.Химия, 1981, 812 с.

НАУЫРЫЗОВА Б.Ж.

**ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯНЫҢ НЕГІЗГІ
ПРОЦЕСТЕРІ ЖӘНЕ АППАРАТТАРЫ**

Оқу құралы

Пішімі 60x84 1/12
Көлемі 151 бет 12,6 шартты баспа табағы
Таралымы 100 дана.
Ш.Есенов атындағы КМТЖИУ
Редакциялық - баспа бөлімінде басылды.
Ақтау қаласы, 32 ш/а.